L. ESAYAN • M. ESAYAN

FLUIDIZAREA

EDITURA TEHNICĂ

Scanned with OKEN Scanner

Ing. L. ESAYAN • Ing. M. ESAYAN

FLUIDIZAREA

TEORIA PROCESULUI
ȘI
APLICAȚIILE ÎN TEHNICĂ

EDITURA TEHNICĂ
BUCUREȘTI — 1959

Scanned with OKEN Scanner

PREFAȚA

Marile sarcini care stau în fața industriei chimice, ca urmare a directivelor trasate de Congresul al II-lea al P.M.R., cer creșterea în ritm accelerat a producției industriei noastre chimice și crearea unor ramuri de fabricație noi. Proiectul planului de stat pe 1959 prevede o creștere a producției în industria chimică cu 27,5% față de anul 1958, prin utilizarea mai bună a capacității existente și prin intrarea în funcțiune a unor unități noi de producție.

Dezvoltarea industriei chimice presupune în primul rînd perfecționarea tehnicii de lucru: procesele tehnologice vechi trebuie înlocuite cu altele noi, mai simple, mai productive și mai rentabile. Operațiile manuale trebuie înlocuite într-o măsură cît mai mare cu mecanisme automate. Atît uzinele sau instalațiile noi, ce se construiesc acum, cît și instalațiile și procesele tehnologice existente, trebuie modernizate, perfecționate și aduse cît mai aproape de nivelul tehnicii mondiale.

Munca de inovare, de introducere a metodelor noi în tehnologia chimică, cere din partea celor chemați să o exercite, pe lîngă cunoștințe științifice și tehnice generale, și o documentare temeinică în legătură cu noile cuceriri ale tehnicii și cu rezultatele aplicării lor în industria chimică din străinătate. Pe această linie, lucrarea de față vine să informeze pe inginerii și tehnicienii din țara noastră asupra procesului de fluidizare.

Fluidizarea este un procedeu modern de realizare a proceselor care au loc în mediul eterogen solid-fluid. În această categorie se cuprind numeroase și importante reacții chimice, catalitice și necatalitice, precum și o sumă de procese fizice. Fluidizarea este considerată actualmente drept cea mai importantă cucerire a tehnologiei chimice din ultimii zece ani și este aplicată pe scară industrială la o serie de fabricații dintre care cele mai importante sînt: cracarea catalitică a fracțiunilor petroliere și prăjirea piritelor.

Avîntul excepțional pe care l-a cunoscut introducerea fluidizării în tehnică se datorește calităților uimitoare ale stratului fluidizat, care se traduc prin productivități ridicate, purități avansate ale produselor, sim-

Scanned with OKEN Scanner

plitatea aparaturii, posibilitatea unei automatizări înaintate, economicitatea fabricației etc.

Fluidizarea a intrat în rîndul proceselor unitare și nu mai poate fi ignorată într-un studiu complet al operațiilor fizice tip.

Lucrarea de față își propune să studieze fluidizarea din acest punct de vedere. Ea introduce cititorul în teoria stratului fluidizat, descrie pe larg aplicațiile industriale ale procesului și oferă elementele de calcul necesare proiectării instalațiilor de fluidizare.

AUTORII

29 iulie 1959

Scanned with OKEN Scanner

Introducere

1. Metodele de punere în contact a fluidelor cu solidele

Foarte multe procese chimice sau fizice întrebuințate în industrie au loc în mediu eterogen. Mărimea suprafeței de contact între faze și viteza de primenire a acestei suprafețe condiționează intens fenomenele de schimb caloric și de masă. Asigurarea prin alte metode de lucru decît fluidizarea a acestor schimburi și a condițiilor constructive și funcționale optime creează inconveniente importante. Fluidizarea rezolvă aceste dificultăți, adăugînd avantaje proprii, surprinzătoare, care se traduc la scară industrială prin productivități foarte mari, prin simplificarea proceselor tehnologice și obținerea unor produse de calitate superioară față de instalațiile clasice.

Prin *fluidizare* se înțelege fenomenul prin care o masă de pulbere conținută într-un vas poate fi adusă într-o stare foarte asemănătoare cu a unui lichid, prin circularea unui fluid (gaz sau lichid) de jos în sus. Amestecul solid-fluid capătă caracteristicile unui fluid adevărat, ca de exemplu dezvoltarea presiunii hidrostatice care-i permite să curgă dintr-un vas în altul. Această stare durează atît timp cît circulă gazul sau lichidul fluidizant.

Datorită caracteristicilor sale deosebite, fluidizarea a devenit una dintre metodele cele mai eficace pentru punerea în contact a solidelor cu fluidele. Actualmente în tehnică se folosesc trei mari procedee de punere în contact a solidelor cu fluidele și anume prin:

— strat fix;
— strat mobil;
— strat fluidizat.

În *stratul fix* (fig. 1), solidul în formă de bulgări sau granule (naturale sau pastilate din pulberi) este susținut de un grătar și de pereții vasului (recipient sau tuburi) formînd un strat nemișcat. Gazul trece prin strat de sus în jos sau de jos în sus în aparate diferite: de cataliză, de generare de gaze din cărbune sau focare obișnuite de ardere a combustibililor solizi. Dimensiunea particulelor solide nu trebuie să fie sub o anumită limită pentru a nu da loc la o pierdere de presiune prea mare.

Scanned with OKEN Scanner

În *stratul mobil* (fig. 2), solidul format din bile cu diametrul de 5—12 mm circulă în mod continuu prin vas sub acțiunea gravitației. Bilele sînt introduse, de obicei, pe la partea superioară, dintr-un cuptor unde au fost încălzite. Particulele solide se sprijină unele de altele și de pereții vasului și au o mișcare comună de translație față de

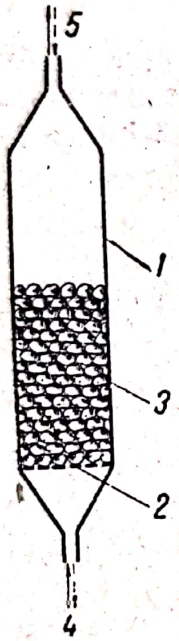


Fig. 1. Stratul fix: *1* — reactor; *2* — grătar, placă perforată; *3* — material solid; *4* — intrarea reactanților; *5* — ieșirea produselor de reacție.

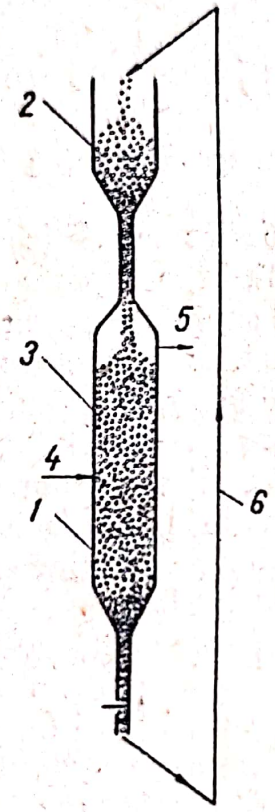


Fig. 2. Stratul mobil: *1* — reactor; *2* — cuptor; *3* — material solid (bile); *4* — intrarea reactanților; *5* — ieșirea produselor; *6* — transportul bilelor (mecanic sau pneumatic).

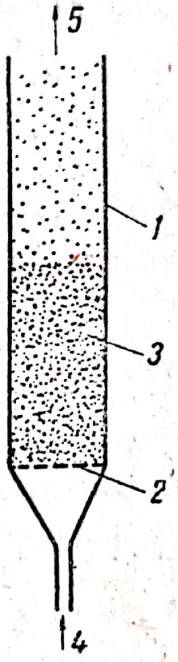


Fig. 3. Stratul fluidizat: *1* — reactor; *2* — grătar sau placă perforată; *3* — material solid; *4* — intrarea reactanților; *5* — ieșirea produselor de reacție.

pereții vasului, fără a avea mișcări importante unele față de altele. Acest fapt este caracteristic stratului mobil. De asemenea, mărimea particulelor nu poate fi coborîtă sub o anumită limită fără a împiedica circulația gazului.

Solidul parcurge un ciclu sau efectuează o singură trecere prin reactor. În primul caz, după ce a trecut prin vas, materialul solid ajuns în stare dezactivată, adsorbită sau rece (după funcțiunea ce o îndeplinește în vas), este ridicat în regeneratorul așezat deasupra reactorului, de unde după regenerare, încălzire etc., cade din nou în reactor sau în coloană.

Scanned with OKEN Scanner

Aplicațiile importante la scară industrială a stratului mobil sînt *termoforul* (T.C.C.), întrebuințat la cracarea catalitică a produselor petroliere cu varianta „procedeul houdriflow" și *hipersorbția,* aplicată la separarea amestecurilor de gaze cu ajutorul unui strat mobil de adsorbant.

Stratul fluidizat (fig. 3) este format dintr-o pulbere cu granulație foarte fină (0—100μ) mergînd uneori pînă la maximum 6 mm. Pierderea de presiune prin strat este în funcție de înălțimea stratului și de densitatea solidului, fiind independentă de dimensiunea particulelor. Prin utilizarea unor particule solide foarte fine, se obțin suprafețe de contact foarte mari.

În stratul fluidizat particulele au o mișcare vie, atît față de pereți cît și între ele, amestecarea lor fiind perfectă. Stratul are caracteristicile de fluiditate menționate mai sus și se aplică atît în procese chimice (catalitice sau necatalitice) cît și în procese fizice, cea mai importantă aplicație fiind cracarea catalitică a produselor petroliere.

Analiza dificultăților comune operațiilor fizice și chimice, în care se aduc în contact medii diferite, duce la concluzia că acestea se datoresc în primul rînd transferului caloric și de masă și, în al doilea rînd, manipulării solidului dezactivat sau consumat. Ambele serii de dificultăți dau naștere la greutăți constructive și de operare a instalațiilor.

În stratul fix, care este un izolator tipic de căldură datorită golurilor de gaz care împiedică convecția, transmisia de căldură și de masă este foarte slabă. Din această cauză, cînd cantitatea de căldură care trebuie transmisă este importantă, reactoarele catalitice trebuie să conțină straturi subțiri pentru a reduce dimensiunea în direcția în care are loc transportul grosului cantității de căldură. Economia de spațiu, precum și alte considerente conduc la tipul de reactor multitubular, cu toate dezavantajele legate de construirea și exploatarea sa.

Adoptarea unui diametru pentru tuburile de reacție este legată de cantitatea de căldură eliberată pe unitatea de volum și de diferența de temperatură care poate fi tolerată între centrul și peretele tubului, fără ca să dăuneze reacției. Această diferență de temperatură este aproximativ proporțională cu rădăcina pătrată a razei tubului. Diametrul reactoarelor industriale se ia de 1" cînd diferența de temperatură dintre centru și pereți este de 30—60° C. În unele cazuri, această diferență de temperatură poate fi tolerată, deși este nedorită. De exemplu, la oxidarea bioxidului de sulf la trioxid, randamentul maxim se obține la temperaturi de 400—450° C, în timp ce în industrie se operează la 600—650° C în centru și sub 400° C lîngă pereți. Sînt cazuri cînd diametrul tuburilor de reacție trebuie să fie și mai mic. De exemplu, în cazul oxidării naftalinei la anhidridă ftalică, reacția fiind

Scanned with OKEN Scanner

puternic exotermă (aproximativ 200 kcal/mol) şi temperaturile mari favorizînd reacţiile secundare, cu formare de bioxid de carbon şi apă, reactoarele industriale au tuburi cu diametre de numai 1/4—1/2". Asemenea reactoare prezintă dificultăţi constructive legate de realizarea unor unităţi cu volume mari de catalizator. Transferul de masă are loc în aceleaşi condiţii dezavantajoase care se datoresc aceloraşi cauze.

Pentru îmbunătăţirea contactului, reactoarele în care au loc reacţii necatalitice (de exemplu, prăjirea piritelor) au nevoie de agitare mecanică, în condiţii de temperatură şi coroziune ridicate. Agitarea se realizează cu angrenaje complicate, iar volumele foarte mari ale reactoarelor conduc implicit la productivităţi scăzute.

A doua serie de dificultăţi provin din faptul că solidul trebuie înlocuit. La reacţiile catalitice, catalizatorul se dezactivează în timp şi de aici rezultă necesitatea înlocuirii sale la anumite intervale. Cînd aceste intervale sînt scurte, manipularea este foarte grea şi costisitoare. Dacă reactivarea se poate face pe loc, cum este cazul la cracarea catalitică a produselor petroliere unde dezactivarea se datoreşte depunerii de cărbune pe catalizator, sînt necesare cicluri de reacţie — regenerare, cu regimuri de căldură (endoterm-exoterm) şi atmosferă de gaze complet deosebite. La aparatele în care au loc reacţii necatalitice, introducerea şi evacuarea solidelor întîmpină de asemenea dificultăţi mecanice şi constructive.

La stratul mobil solidul poate fi schimbat, reactivat sau încălzit, datorită circulaţiei lui. Procedeul de lucru devine continuu şi în sistem se poate introduce sau evacua căldura într-un mod mai raţional decît la stratul fix. Totuşi, procedeul menţine unele dezavantaje ale stratului fix şi anume transportul de căldură nesatisfăcător şi necesitatea preparării solidului sub o anumită formă (bile la stratul mobil şi pastile sau brichete la stratul fix). Curgerea uniformă a solidului se realizează greu, prin construcţii complicate interioare şi prin dispozitive de golire uniformă la baza coloanei. Aceste dificultăţi mecanice sînt însă rezolvate şi stratul mobil, net superior celui fix, înlocuieşte uneori chiar pe cel fluidizat, deoarece permite realizarea mai uşoară a contracurentului.

Avantajele şi dezavantajele fluidizării. Tehnica pulberii fluidizate rezolvă, cu mijloace simple, problemele ridicate de stratul fix şi mobil, aducînd cu sine dezavantaje care pot fi înlăturate în mare parte. În ansamblu, acest procedeu constituie un mare progres în tehnologia chimică, fapt care explică avîntul pe care l-a luat în ultimul timp.

Printre avantajele fluidizării se menţionează:

1. Transmisie calorică excelentă. Coeficienţii de transmisie sînt după unii autori de 10—30 şi după alţii chiar de 7—70 ori mai mari decît în stratul fix, ceea ce permite transmiterea unor mari cantităţi de căldură în reactoare cu suprafeţe mici de schimb de căldură.

Scanned with OKEN Scanner

2. Temperaturi uniforme și ușor reglabile datorită agitării solidului și în consecință, evitarea reacțiilor secundare. Rezultă posibilitatea de înlocuire a reactoarelor multitubulare cu reactoare monotubulare, reactoarele cu diametrul de cîțiva metri avînd gradienți de temperatură radiali de maximum 10° C.

3. Posibilitatea de a introduce sau evacua ușor căldura, chiar cu ajutorul reactanților.

4. Posibilitatea de a manipula solidele cu ușurința cu care se manipulează lichidele, ceea ce determină evacuarea ușoară a produsului sau recircularea după voie a catalizatorului, regenerarea lui într-un vas separat (tot în stare fluidizată) și readucerea lui în stare reactivată în ciclu și ca agent transportor de căldură. În felul acesta, este posibil să se construiască reactoare cu diametre foarte mari (chiar pînă la 15 m), cu capacități de prelucrare corespunzătoare.

5. Cataliza și schimbul de masă decurg în condiții optime din cauza suprafeței mari a pulberii fine.

6. Controlul fazei gazoase, a cărei compoziție se poate regla precis, se realizează cu ușurință, ceea ce este foarte important mai ales la oxidări și reduceri.

7. În operațiile de calcinare, combustibilul poate fi injectat și ars în strat și deci consumul de combustibil este redus.

8. Din punctul de vedere al investițiilor, cînd stratul fluidizat înlocuiește pe cel fix, de exemplu atunci cînd reactoarele multitubulare sînt înlocuite cu reactoare monotubulare, se realizează importante economii la investiția instalațiilor, economii care se măresc mai mult decît proporțional cu producția.

Dezavantajele posibile la aplicarea acestei tehnici sînt:

1. Staționarea neuniformă a materialului solid în stratul fluidizat.

2. Imposibilitatea de a circula gazul în contracurent cu materialul solid într-un singur strat fluidizat.

Dezavantajele menționate pot fi înlăturate prin etajarea reactoarelor.

3. Concentrație mai mică a materialului solid decît în cazul stratului fix.

Acest dezavantaj este totuși depășit de posibilitatea manipulării solidelor în condiții asemănătoare cu a lichidelor.

4. Amestecarea reactanților cu produsele de reacție (gaze sau solide), ceea ce necesită volume mai mari de reactor pentru conversii egale cu cele obținute în strat fix.

5. Eroziune, mai ales în conductele care transportă pulberea la fluidizarea cu circulație. Prin conducerea îngrijită a operației și proiectarea judicioasă a instalației, acest dezavantaj poate fi diminuat.

6. Pierderi de pulbere (antrenată de gaze).

Scanned with OKEN Scanner

7. Interzicerea fuziunii, înmuierii sau adeziunii superficiale, deoarece acestea duc la aglomerate care, nefiind fluidizate, se depun la fund. S-au întîmplat cazuri cînd adeziunea a avut loc în întregul strat, care a devenit static și compact.

8. Viteza de lucru a gazului trebuie să se găsească într-un anumit domeniu (sub care nu se produce fluidizare și peste care antrenarea pulberii este exagerată). Inconvenientul nu ridică, totuși, probleme în tehnică.

9. Timpul de contact al gazului nu poate să depășească 1—100 s. În caz contrar rezultă straturi de înălțimi prea mici sau reactoare de înălțimi exagerat de mari. În practică se întîlnesc cazuri rare în care timpul de contact să depășească aceste limite.

10. Mărunțirea și cîteodată și cernerea materialului. Acest dezavantaj este uneori aparent, deoarece în multe cazuri produsul obținut prin alte procedee trebuie măcinat și cernut.

Tabela 1 redă în mod sugestiv avantajele fluidizării.

Tabela 1. Comparație între stratul fix, mobil și fluidizat

Caracteristica	Stratul		
	fix	mobil	fluidizat
Timpul de staționare al solidului	lung	mijlociu	scurt
Mărimea particulelor, mm	12—75	12—75	$40 \cdot 10^{-3} \rightarrow 5$
Amestecarea gazului în strat	redusă	redusă	intensă
Amestecarea solidului în strat	nulă	redusă	intensă
Evacuarea solidului	rară, dar dificilă	frecventă	f. frecventă
Pierderile de solid	foarte scăzute	scăzute	aproximativ 0,005%
Repartiția temperaturii	neuniformă	relativ uniformă	uniformă
Introducerea sau evacuarea căldurii prin solid	slabă	bună	excelentă
Transmisia de căldură către perete	slabă	slabă	excelentă
Posibilitatea de a utiliza cicluri alternative frecvente	redusă	bună	excelentă

Istoric. În lucrarea sa „Despre mine", apărută în anul 1556, Agricola menționează o operație primitivă pe care o executau minerii. Operația avea la bază o fluidizare de scurtă durată, cu ajutorul lichidelor, și consta în afundarea rapidă și repetată a unei site cu pulbere de minereu brut într-un hîrdău cu apă. Mișcarea relativă a apei prin pulbere provoca fluidizarea materialului care se sorta, sterilul ridicîndu-se la suprafață, de unde era îndepărtat.

Transportul pneumatic al cerealelor, rumegușului și al nisipului se practică de zeci de ani. Suflarea unei pulberi cu un gaz la o reacție

Scanned with OKEN Scanner

a început să se aplice la generatorul de gaz al lui F. Winkler, în Germania, în 1923. Nu se poate afirma cu siguranță că era vorba chiar de o fluidizare în sensul actual al cuvîntului sau de o suspensie diluată de solid, astfel cum este definită această noțiune în prezent. Cu toate că există o deosebire esențială între faza densă prin care se înțelege acum stratul fluidizat și faza de suspensie diluată cu care este asimilat de unii autori [1] procedeul inițial al lui Winkler, totuși, se pare că primul generator al lui Winkler a dat rezultate satisfăcătoare. Winkler a cercetat fenomenul și a lucrat și la alte aplicații practice [2], ca prepararea sulfurii de calciu din ghips și a prevăzut aplicarea tehnicii sale și la alte fabricații [3]. Literatura științifică germană a adoptat termenii derivînd din cuvîntul german „wirbeln" însă s-a propus și denumirea de procedeu Winkler. Se pare că tot în Germania urmează în 1926 prima aplicație la un proces catalitic [4] și anume la cracare. Se menționează apoi [1] că G. Martin a încercat, cu mai puțin succes, aplicarea acestei tehnici la cuptoarele de ciment.

În 1942 a fost pusă în funcțiune la Baton Rouge prima instalație industrială de caracare catalitică a produselor petroliere în strat fluidizat. Instalația a fost urmată de construcția unui tip mai simplificat care permitea o flexibilitate mai mare în operarea sa. Aceste instalații industriale au fost precedate de studii de laborator, de doi piloți (0,3, respectiv 16 m^3 petrol/zi), o instalație semiindustrială și numeroase alte instalații între care o instalație metalică de circa 50 m înălțime, pentru studiul la rece al circulației catalizatorului. Au fost construite, de asemenea, instalații transparente pentru instructajul personalului destinat să conducă și să opereze viitoarele instalații industriale.

În 1942 s-au construit trei instalații industriale de cîte 2 100 m^3 petrol/zi care erau încă în funcțiune în 1953, operînd în mod economic și dînd direct benzine cu cifre octanice de 92—94.

Treptat, celelalte procedee pentru cracarea catalitică a produselor petroliere (termofor, stratul fix) încep a fi înlocuite cu tehnica fluidizării. Actualmente, peste 60% din benzina de cracare din S.U.A. se obține pe această cale, instalațiile corespunzătoare prelucrînd o cantitate de petrol care a crescut de la 7 000 m^3/zi în 1942 pînă la 130 000 m^3/zi în 1948 [5, 6, 7, 8].

Avantajele evidente ale procedeului au făcut pe cercetători să încerce să extindă această tehnică peste tot unde se pune problema punerii în contact a unei faze fluide cu un solid. Concomitent cu avîntul luat în industria petrolului, procedeul a început să se aplice la prăjirea piritelor, calcinarea carbonului de calciu, gazeificarea cărbunilor, obținerea anhidridei ftalice etc., precum și la unele procese fizice (uscări, purificări etc). O dată cu aplicațiile tehnice s-a dezvoltat studiul științific și de laborator al fluidizării, apărînd un număr din ce

Scanned with OKEN Scanner

în ce mai mare de lucrări în revistele de specialitate. Fluidizarea a devenit la ora actuală un proces unitar, recunoscut ca atare, însă lipsit de o bază teoretică pe măsura volumului și a diversității aplicațiilor sale. În adevăr, o caracteristică principală a acestui procedeu o constituie apariția sa direct în tehnică, urmată de o dezvoltare uimitoare, în ciuda unei baze teoretice destul de slabe.

2. Generalități asupra aplicațiilor fluidizării în tehnică

Procese catalitice. Cea mai importantă aplicație industrială a fluidizării este cracarea catalitică a produselor petroliere. În decada 1940—1950 s-au investit în străinătate sume foarte mari în instalațiile de cracare în strat fluidizat. Există în funcțiune reactoare de 15 m diametru, cu înălțimea stratului de 10 m, în care circulă 50 t de catalizator pe minut. Cel mai mare reactor poate trata circa 18 000 m^3 petrol pe zi.

Un număr de procese chimice în care intervin mari cantități de căldură sînt aplicații ideale pentru pulberea fluidizată. De exemplu, a fost realizată la scară industrială obținerea anhidridei ftalice din naftalină. De asemenea, s-a reușit oxidarea directă a etilenei pentru obținerea oxidului de etilenă. Într-un brevet se descrie cracarea vaporilor de formamidă cu obținerea acidului cianhidric și a apei.

În cazul trecerii unui amestec de clor și oxid de carbon printr-un strat de cărbune de lemn activat, se obține fosgen.

În literatură este descris procesul de oxidare a butenelor și a butadienei la acid maleic, în strat fluidizat.

În cazul reacției dintre vaporii de formaldehidă și vaporii aldehidelor alifatice saturate, se formează aldehide alifatice nesaturate.

Oxidarea amoniacului la oxizi de azot se efectuează în strat de catalizator fluidizat.

În literatură este descris și procesul de sinteză a hidrocarburilor din oxid de carbon și hidrogen în strat fluidizat. Reacția este puternic exotermă și temperatura trebuie controlată precis și menținută într-un domeniu strîns pentru a obține produsele dorite.

S-a propus, de asemenea, reducerea nitroderivaților la amine și polimerizarea olefinelor pe acid fosforic. Se descrie în literatură și un proces de nitrare în fază de vapori, care folosește tehnica fluidizării catalitice și anume nitrarea benzenului sau toluenului. Catalizatorul de cracare se poate folosi și pentru desulfurarea produselor petroliere. S-a descris de asemenea folosirea stratului fluidizat în procesul de obținere a tiofenolului din bioxid de sulf și hidrocarburi.

Scanned with OKEN Scanner

Hidrogenarea etilenei peste catalizator de CuO — MgO este menționată încă din 1950.

Procese necatalitice. S-a realizat în pilot și la scară industrială procesul de prăjire a minereurilor sulfuroase în scopul obținerii anhidridei sulfuroase pentru fabricarea acidului sulfuric și la fabricarea celulozei. Procedeul are numeroase avantaje.

Procesul de gazeificare a cărbunilor la scară industrială se aplică încă de circa 25 ani. De asemenea, procesul de pirogenare a cărbunilor descris într-o serie de lucrări asigură productivități excepționale și randamente avantajoase. Tot aici se poate menționa activarea cărbunelui. S-au calcinat carbonați și bicarbonați la scară de laborator și semipilot. Fabricarea varului în strat fluidizat în reactoare etajate a fost realizată la scară industrială. A fost elaborat procedeul de distilare a țițeiului pînă la cocs cu folosirea acestuia ca agent transportor de căldură (cocsificarea fluidă). S-a încercat cu succes recuperarea bioxidului de sulf prin descompunerea termică a sulfatului feros rămas ca deșeu de la decaparea oțelurilor.

S-au propus și alte procese, dintre care unele au fost realizate la scară industrială ca de exemplu: distilarea uscată a lemnului, obținerea acidului nicotinic (folosit la fabricarea vitaminelor) în strat fluidizat de tutun, oxidarea amoniacului la hidrat de hidrazină, reducerea oxidului de fier, fabricarea sulfurii de carbon din vapori de sulf în strat fluidizat de cocs.

Procese fizice. Stratul fluidizat poate fi folosit pentru obținerea produselor solide din soluțiile sărurilor a căror evaporare este dificilă în utilajele obișnuite (de exemplu soluțiile sărurilor de calciu sau sulfatul de sodiu). De asemenea, în literatură se descrie procesul de separare a hidrocarburilor cu ajutorul stratului fluidizat de clorură de cupru. Se poate efectua și uscarea gazelor sau a solidelor în strat fluidizat [9, 10]. Procedeul în strat fluidizat se poate aplica la separarea prafului, a fumului sau a ceții (ceață de acid sulfuric), precum și la separarea unui amestec de pulberi în clasele de granulație dorite.

Producerea energiei atomice constituie un alt domeniu unde, după aplicarea fluidizării la o fază secundară, se fac eforturi pentru cercetarea posibilităților de aplicare chiar la reactorul propriu-zis.

3. Nomenclatura folosită

În literatura de specialitate există mai multe nomenclaturi și simboluri referitoare la fluidizare. În U.R.S.S., stratul fluidizat este cunoscut sub denumirea de „strat fierbător", iar în Germania se întrebuințează termenul de „pat curgător" (Fliessbett) [2] sau „strat turbionar" (Wirbelschicht). Ca în orice domeniu nou, va mai fi necesar

Scanned with OKEN Scanner

un timp oarecare pînă cînd se va ajunge la o nomenclatură unificată. O inițiativă în acest sens a fost luată în 1949 [11]. De asemenea, o propunere de unificare a nomenclaturii există în literatura germană [13].

Nomenclatura propusă și folosită în cuprinsul lucrării de față ține seama de cea adoptată în diferite țări, și în special de nomenclatura folosită în literatura noastră. Totuși, acolo unde s-a apreciat că termenii folosiți pînă în prezent nu au fost bine aleși, s-a încercat găsirea unor termeni cît mai sugestivi pentru fenomenele pe care le denumesc. În același timp s-a căutat adoptarea unei nomenclaturi care să nu dea naștere la confuzii cu termenii întrebuințați în alte domenii ale tehnicii.

Denumirea de „pat fluidizat", care reprezintă traducerea fidelă a termenilor străini, a fost înlocuită cu denumirea „strat fluidizat", deoarece ultima a fost găsită mai proprie limbii romîne.

Strat fix este stratul format din particule solide care se sprijină direct una pe alta, pe fundul vasului și pe pereții acestuia. Exemplu: reactor catalitic în strat fix. Prin *strat așezat* se înțelege un strat fix provenit dintr-un strat fluidizat care s-a așezat din cauza opririi complete a curgerii agentului fluidizant (v. mai departe).

Strat mobil este stratul ale cărui particule sînt imobile mutual, însă se mișcă în bloc față de pereții vasului.

Stratul mobil propriu-zis este stratul în care contactul dintre particule este intim, ele sprijinindu-se una pe alta (hipersorbție, termofor). Sensul de curgere al solidului poate fi de sus în jos (cădere liberă) sau de jos în sus [12].

Spre deosebire de stratul mobil, la transportul pneumatic distanța între particule este relativ mare.

Masă fluidizată este masa care posedă mobilitatea și presiunea caracteristică unui fluid. Se poate obține cînd se suspendă particulele solide cu ajutorul unui lichid sau gaz.

Agent fluidizant este gazul sau lichidul care prin curgerea sa în sus, printr-o masă de pulbere, provoacă fluidizarea acesteia.

Strat fluidizat este o masă de particule solide care arată caracteristici asemănătoare celor pe care le posedă un lichid, ca de exemplu mobilitate, presiune hidrostatică, avînd o suprafață liberă marcată net sau difuz printr-o zonă de trecere în care are loc o schimbare substanțială în concentrația particulelor.

Prin *fluidizare particulată* se înțelege situația în care particulele sînt individualizate și uniform repartizate. Acest gen de fluidizare este observat în mod obișnuit la fluidizările cu lichide, la care fiecare particulă solidă este înconjurată de mediul lichid.

Fluidizare coezivă este fluidizarea obținută cu particule solide foarte mici, cînd coeziunea dintre particule provoacă aglomerarea solidului sub forma unor sferule.

Scanned with OKEN Scanner

Fluidizare liniştită este fluidizarea pe care o prezintă un strat fluidizat dens, în care amestecarea particulelor solide este redusă sau chiar absentă. Un astfel de strat este analog unui lichid în repaus, avînd o suprafaţă liberă orizontală, bine definită.

Fluidizare turbulentă este fluidizarea în care amestecarea particulelor solide este intensă. În funcţie de viteza agentului de fluidizare, gradul de turbulenţă al stratului creşte de la valoarea zero — care corespunde stratului fluidizat liniştit —, trece printr-un maxim şi apoi coboară din nou la o valoare neglijabilă, în momentul cînd stratul fluidizat propriu-zis se distruge trecînd în domeniul transportului pneumatic. Masa fluidizată este agitată puternic de bulele de gaz prezente peste tot în cuprinsul stratului. Aceste bule se ridică spre suprafaţa stratului unde se sparg, dînd suprafeţei de separaţie aspectul unui lichid în fierbere.

Canalizare este fenomenul stabilirii unor canale în stratul fluidizat — în direcţia de curgere a agentului fluidizant — prin care trece un debit disproporţionat de mare de agent fluidizant, din debitul total. Canalizarea este un fenomen caracteristic pentru pulberile foarte fine, fără a fi însă identic cu coeziunea.

Pistonare (slugging, stossen) este fenomenul creşterii bulelor pînă la dimensiunea diametrului vasului, captarea între două bule consecutive a unei părţi din solid şi împingerea solidului în sus, în mod analog cu împingerea unui piston.

În legătură cu terminologia adoptată pentru fluidizare este bine să se menţioneze că în literatura străină apar şi termenii de fluidizare omogenă şi neomogenă. Pentru a evita întrebuinţarea acestor termeni, în scopul exprimării calităţii fluidizării, în lucrarea prezentă s-a adoptat următoarea clasificare:

I. Fluidizare omogenă
   a) fluidizare particulată
   b) fluidizare liniştită (la fluidizarea cu gaze).

II. Fluidizare eterogenă (agregativă)
   a) fluidizare turbulentă;
   b) fluidizare cu canale
      — prin formare de pachete;
      — coezivă (prin formare de sferule);
   c) fluidizare cu pistonare.

Prin *fluidizare omogenă* se înţelege o fluidizare la care orice porţiune de masă fluidizată are aceeaşi compoziţie pînă la scara particulei solide.

Prin *fluidizare eterogenă* se înţelege o fluidizare la care masa fluidizată este formată dintr-o fază densă prin care trec bule de gaz conţinînd o fază dispersă de solid.

Scanned with OKEN Scanner

În același timp se elimină peste tot termenii „omogen" și „eterogen" pentru exprimarea calității fluidizării și se adoptă termenul de „uniformitate a fluidizării".

Prin *suspensie dispersă* se înțelege o masă de particule solide sau agregate suspendate într-un curent de gaz sau lichid care urcă printre particule. Această masă diferă de stratul fluidizat prin aceea că nu formează o suprafață de separație, o parte din solid fiind antrenată. Suspensia dispersă este analogă unei stări de vapori, în timp ce stratul fluidizat se aseamănă cu un lichid. Transportul pneumatic constituie un strat mobil în stare de suspensie dispersă. Într-un vas conținînd un strat fluidizat, suspensia diluată de particule, antrenată deasupra stratului, este de asemenea o suspensie dispersă, fiind numită în mod frecvent „fază diluată", în timp ce stratul însuși este numit „fază densă".

Fază dispersă (v. suspensie dispersă).

Fază densă (v. suspensie dispersă).

Viteza minimă de fluidizare este viteza agentului fluidizant la care are loc trecerea de la stratul fix la stratul fluidizat, caracterizată prin aceea că pierderea de presiune din stratul fix devine egală cu cea din stratul fluidizat.

Viteza maximă de fluidizare este viteza de sedimentare (de planare) pentru pulberea dată.

Prin *fracție de goluri* se înțelege raportul dintre volumul golurilor din strat și volumul total al stratului fluidizat.

Prin *factor de formă* se înțelege raportul dintre suprafața unei sfere de volum egal cu cel al particulei și suprafața exterioară reală a particulei. Uneori se dă valoarea inversă a factorului de formă.

Timp de staționare, respectiv *timp de contact* (residence time, Verweilzeit) este timpul scurs între momentul intrării unei particule solide, respectiv al unei molecule de agent fluidizant în stratul fluidizat și momentul ieșirii din acesta (de obicei din faza densă). Acesta este un timp real de staționare. Prin *timp mediu de staționare* se înțelege timpul de staționare obținut din media timpilor reali de staționare.

Fluidizare cu circulație este fluidizarea care are loc într-o instalație cu două sau mai multe fluidizatoare, la care pulberea circulă între fluidizatoare în circuit închis.

Conductă de coborîre (stand-pipe) este conducta verticală care coboară din partea inferioară a unui vas (nu în mod obligatoriu de fluidizare) în cazul fluidizării cu circulația pulberii și prin care se scurge pulberea sub acțiunea gravitației.

Conductă de urcare (riser) este conducta oblică sau verticală prin care pulberea care a căzut printr-o conductă de coborîre este ridicată prin transport pneumatic într-un vas de fluidizare.

Scanned with OKEN Scanner

Placă de distribuție (grid, distributor plate, porous plate) este placa găurită de la baza unui fluidizator care servește la distribuția agentului fluidizant în strat. Această placă servește și la susținerea stratului.

Teu de alimentare sau *teu de antrenare* este piesa de confluență între conducta de coborîre și cea de urcare.

Conductă de întoarcere (dip-leg) este conducta prin care solidul antrenat de curentul de agent de fluidizare se întoarce la locul de proveniență, după ce a fost separat într-un dispozitiv oarecare de separare (ciclon).

Prin *refularea pulberii* (bleed) se înțelege suflarea aerului sau a unui gaz inert în conductele de legătură ale fluidizatorului cu aparatele de măsurat, pentru degajarea lor de pulberea care le-ar invada.

Prin *aerare* (aeration) se înțelege suflarea unui gaz (inert) într-o conductă de coborîre sau de întoarcere, pentru a ajuta căderea pulberii prin aceste conducte.

Factorul de alunecare (slip factor) exprimă deosebirea dintre viteza gazului și cea a solidului antrenat de acesta, în conductele de urcare a pulberii. Se exprimă sub forma unui raport între viteza gazului și viteza solidului.

Raportul solid: gaz este raportul dintre debitul gravimetric al solidului și cel al gazului, în conducta de urcare la fluidizarea cu circulație.

Curgere inversată (reverse flow) este schimbarea sensului normal de curgere a alimentării sau a aerului la fluidizarea cu circulație, fapt care se traduce prin intrarea aerului în reactor sau a alimentării în regenerator.

Prin *elutriere* se înțelege antrenarea particulelor fine de praf de către agentul fluidizant.

BIBLIOGRAFIE

1. *Gunnes R. C.*, Chem. Eng. Progress, 3, 113, 1953.
2. *Ullmann F.*, Enzyklopedie d. t. Chemie, Ed. III, Berlin, 1950.
3. P. G. 444847.
4. P. G. 484743.
5. *Brötz W.*, Chem. Ing. Techn., 2, 60, 1952.
6. Бондаренко Б. И., Американская техника и промышл., №1, стр. 41, 1945.
7. Бергман Д., Меклер Л., Американская техника и промышл., № 11, стр. 877, 1945.
8. Гурвич В. Л., Химия и технология топлива и масел, № 4 и 5, 1957.
9. * * * Caiet selectiv de thenologie chimică, 11, 36.
10. *Fedorov I. M.*, Teoria și calculul procesului uscării, Gosenergoizdat, 1955, p. 122.
11. *Murphy W. J.*, I.E.C., 6, 1249, 1949.
12. *Clyde Berg*, C.E.P., 7, 326, 1955.
13. *Wicke E., Brötz W.*, Chem. Ing. Technik, 24, 2, 58, 1952.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul I

Studiul teoretic al fluidizării

Deşi stratul fluidizat provine întotdeauna dintr-un strat fix, totuşi, caracteristicile sale sînt atît de deosebite încît relaţiile de calcul valabile la stratul fix nu se pot aplica la stratul fluidizat. În stratul fluidizat volumul de goluri se modifică cu viteza fluidului, apar neomogeneităţi, iar energia fluidului se transformă în parte în energie cinetică a particulelor şi în căldură. Unii parametri pot fi totuşi calculaţi cu relaţii empirice destul de precise, iar pentru alţii s-au stabilit corelaţii informative. Din prima categorie fac parte pierderea de presiune, viteza minimă de fluidizare, volumul de goluri şi deci expansiunea stratului, viteza de alunecare şi viteza maximă la care solidul este antrenat complet din vas. Din a doua categorie fac parte viscozitatea stratului, transportul de masă şi transmisia de căldură.

Unii din aceşti parametri nu sînt încă utilizaţi în calculele de proiectare, fie că nu pot fi măsuraţi uşor, fie că nu au o influenţă importantă asupra mersului procesului.

A. Studiul hidrodinamic al fluidizării fără circulaţie

Deşi în practica industrială fluidizarea cu lichide este puţin întrebuinţată şi cele mai multe procese tehnologice au ca obiect fluidizarea cu gaze, totuşi, în domeniul cercetărilor teoretice şi de laborator se foloseşte şi fluidizarea cu lichide. În afară de cîteva aspecte calitative care diferenţiază cele două feluri de fluidizări, aspecte care sînt tratate separat la finele acestui capitol, toate consideraţiile care urmează sînt valabile deopotrivă atît la fluidizarea cu gaze cît şi la cea cu lichide.

Scanned with OKEN Scanner

1. Parametrii care influențează fenomenul

Studiul calitativ de curgere al fluidizării poate fi efectuat într-o aparatură foarte simplă, care constă dintr-un tub de sticlă deschis la partea superioară, avînd la partea inferioară o placă perforată sau o sită pe care se sprijină o masă de pulbere. Dacă prin stratul de pulbere din tub se suflă un gaz oarecare, de jos în sus, se constată că la viteze mici de trecere ale fluidului nu are loc nici un fenomen vizibil. Gazul se strecoară prin solid fără să miște particulele. Dacă se măsoară pierderea de presiune a gazului la trecerea prin masa de pulbere cu ajutorul unui manometru cu apă, avînd priza de presiune în masa de pulbere imediat deasupra sitei, se constată că pierderea de presiune este mai mică decît greutatea materialului solid împărțită la secțiunea totală a tubului în care este conținut.

Pierderea de presiune reprezintă frecarea gazului de pereți și de particule. Mărind viteza gazului, frecarea lui de particule crește, acestea fiind susținute din ce în ce mai mult de gaz. Mărind și mai mult viteza gazului, are loc o expansiune în sus a stratului pînă cînd se ajunge la o situație în care particulele individuale capătă un anumit grad de libertate de mișcare, mișcare ce constă cel mult dintr-o vibrație ușoară în jurul poziției lor fixe. În starea aceasta fluidizarea este o *fluidizare liniștită*. Masa de pulbere se comportă ca un lichid în repaus, cedînd foarte ușor la presiunile exterioare sau la cele interioare. O dovadă în acest sens este și formarea unei suprafețe de separație orizontală, ca și la lichide, fapt care se explică prin aceea că frecarea internă între particule scade sub o anumită limită și că forțele de gravitație încep să acționeze conform primului principiu al hidrostaticii. Verificarea acestui principiu se face și prin pierderea de presiune care ajunge acum la valoarea care rezultă din raportul dintre greutatea totală a pulberii conținută în vas și secțiunea tubului, egalînd cu alte cuvinte presiunea la fundul vasului din cazul lichidelor adevărate. Fiecare particulă este învelită de un film de fluid care micșorează foarte mult frecarea între particule. În acest stadiu, solidul și fluidul formează o singură fază, care este separată net de faza de deasupra constituită numai de fluid (antrenarea particulelor fine este neglijabilă).

Mărind și mai mult viteza gazului, particulele încep să se agite din ce în ce mai puternic, avînd loc o amestecare din ce în ce mai mare. Deasupra fazei dense se formează o *fază diluată* (fluid+solid antrenat), difuză. Mărind în continuare viteza fluidului, încep să se formeze bule. Din acest moment aspectul stratului se schimbă în mod vizibil și densitatea sa nu mai este uniformă, fluidizarea fiind o fluidizare turbulentă. Bulele formate tind să se ridice în strat din cauza densității lor

Scanned with OKEN Scanner

reduse, agitînd puternic stratul. Solidul capătă o turbulență foarte mare, iar suprafața, menținîndu-se în ansamblu orizontală, începe să fie agitată de bulele care se sparg, revărsînd conținutul lor. În această situație stratul capătă aspectul unui lichid în fierbere. Totuși, în ciuda acestor mișcări dezordonate, se poate observa net o mișcare preferențială a particulelor de sus în jos, de-a lungul pereților.

Mărind și mai mult viteza în tuburile cu un raport mare între înălțime și diametru, mișcarea preferențială dispare, turbulența fiind totală (la pulberile fine). Atît la aceste tuburi, cît și la tubul obișnuit considerat pînă acum, creșterea vitezei peste această limită provoacă o antrenare din ce în ce mai substanțială, iar la viteze foarte mari se formează o singură fază diluată, care este antrenată complet din vas în condițiile transportului pneumatic.

Evoluția fenomenului decurge conform descrierii de mai sus cînd se respectă anumite condiții. Fără să se insiste aici asupra naturii acestor condiții (care vor fi expuse sistematic și amănunțit mai departe), se menționează că în cazul cînd diametrul particulelor este mare și raportul dintre înălțimea stratului și secțiunea sa este mare, fenomenele descrise anterior se modifică.

Stadiul de fluidizare liniștită este atins aproape în toate cazurile, însă imediat după apariția bulelor, la o mărire neînsemnată a vitezei, aceste bule cresc în mărime, se unesc între ele și se transformă, de la un nivel anumit, într-o singură bulă care ocupă întreaga secțiune a coloanei. În această situație gazul nu mai trece printre particulele solide, ci împinge în sus toată masa care se află deasupra sa. Deoarece la partea inferioară a coloanei se formează încontinuu astfel de bule, rezultă că întreg conținutul coloanei se fragmentează într-o succesiune de bule și pistoane solide (de aici denumirea de pistonare), care uneori se distrug la o anumită înălțime, însă de obicei ajung pînă la vîrful coloanei, de unde pulberea se revarsă afară din tub.

O altă viciere a fenomenului fluidizării normale constă în formarea de canale prin strat și așezarea pulberii în pachete nefluidizate. Fenomenul primește denumirea de *canalizare*. Gazul se scurge aproape integral prin aceste canale, care au o direcție generală verticală.

Fenomenul fluidizării normale este reversibil. Prin parcurgerea aceleiași game de viteze, de la vitezele mari spre cele mici, au loc în ordine inversă aceleași fenomene. Acest fapt ca și succesiunea de stări expuse mai sus pot fi bine caracterizate prin studiul pierderii de presiune Δp în funcție de viteza volumetrică a gazului (respectiv viteza gravimetrică). Pentru ca punctul de plecare în încercările care stau la baza acestui studiu să fie identic, se fluidizează în prealabil pulberea și se scade încet viteza pînă la zero. În felul acesta pulberea pornește în experiența

Scanned with OKEN Scanner

următoare de la același grad de tasare. (Diferența de înălțime a stratului așezat după o fluidizare prealabilă față de stratul fix format prin scuturare poate atinge 10%). Materialul solid întrebuințat poate fi nisip, silicagel, carbură de calciu, sau în general orice solid granular, agentul fluidizant fiind aerul, bioxidul de carbon, heliul, etanul sau orice gaz. Reprezentînd Δp în coordonate logaritmice în funcție de viteză se obțin curbele din fig. 4. La viteze gravimetrice mici (ceea ce este echivalent la un același gaz cu viteze volumetrice mici), pierderea de presiune crește urmînd curba *1—2*.

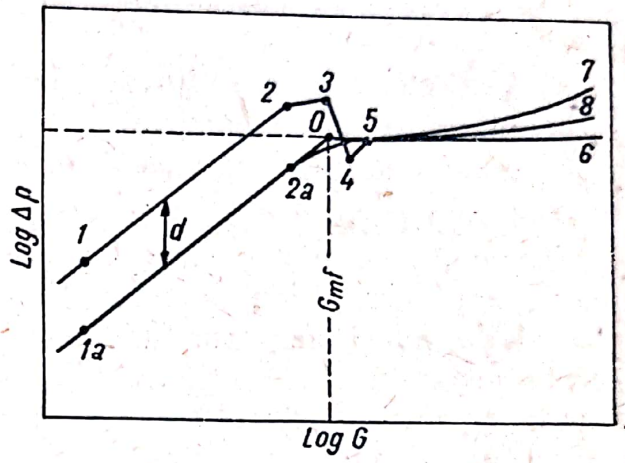


Fig. 4. Pierderea de presiune în funcție de viteza gravimetrică a gazului.

În punctul *2* pierderea de presiune corespunde exact cu greutatea solidului din coloană, împărțită la secțiunea totală a tubului. Pînă aici deci creșterea volumului stratului este mică (5—10%), însă continuă, ajungînd să se stabilească o secțiune liberă suficientă pentru inițierea fluidizării care pornește începînd din punctul *3* unde se produce o rupere (curba *3—4*), iar Δp descrește la valoarea care corespunde punctului de fluidizare minimă, Δp_f (fluidizare liniștită). Mărind și mai mult viteza, fluidizarea devine turbulentă, Δp urmînd curba teoretică *4—5—6*. De obicei, curba reală este *5—7*, aceasta fiind valabilă pentru particulele mai mari; particulele mai mici pot urma curba *5—8* sau chiar *5—6*. Aceste deviații (*5—7* și *5—8*) sînt cauzate de fenomenul de pistonare care este în legătură cu diametrul particulei și cu efectul pereților vasului. În acest caz au loc fluctuații însemnate ale pierderii de presiune. În absența pistonării se observă că pierderea de presiune cea mai importantă are loc pînă la obținerea fluidizării. Menținerea acestei stări nu mai necesită o energie importantă, la creșteri mari ale vitezei gazului corespunzînd creșteri foarte mici ale pierderii de presiune. În schimb, expandarea continuă. Ea trebuie să aibă loc pentru că, asemănător flotorului unui rotametru, particulele sînt ridicate pînă la un nivel la care se stabilește din nou echilibrul între greutatea particulei și forța de susținere, datorită frecării gazului. Această forță scade prin expandarea stratului, deoarece secțiunea liberă crește și deci, viteza reală scade.

Parcurgerea în sens invers a gamei de viteze nu coincide peste tot cu parcurgerea în sens invers a curbelor trasate la mărirea vitezei.

Scanned with OKEN Scanner

Suprapunerea are loc pînă la punctul *5* de unde se obține curba *2a—1a* care este aproape paralelă cu curba *2—1*. Distanța *d* depinde de așezarea inițială a stratului original, care nu este întotdeauna reproductibilă. Consecințele cantitative care rezultă din alura acestor curbe vor fi expuse mai departe la calculul vitezei minime de fluidizare.

Ca orice fenomen, fluidizarea este condiționată de anumiți parametri care se referă la pulberea fluidizată, agentul de fluidizare și vasul în care are loc fluidizarea.

a) **Caracteristicile solidului,** care influențează fluidizarea sînt:
— mărimea particulelor;
— greutatea specifică a particulelor;
— forma particulelor.

Mărimea particulelor constituie un factor foarte important pentru crearea unui strat bine fluidizat. Ea trebuie să se găsească într-un interval de valori sub care fluidizarea este coezivă și peste care intervine pistonarea. De cele mai multe ori se folosesc particule cu dimensiuni cuprinse între 40 și 2 000 μ, uneori pînă la 6 000 μ, limitele acestea fiind condiționate și de densitatea particulei. Pentru studii sînt indicate fracțiuni ale căror dimensiuni variază între două limite foarte apropiate. Pentru obținerea unei bune fluidizări este necesar să se utilizeze un amestec de fracțiuni care totuși să nu se întindă pe o gamă prea mare. Proporția optimă se stabilește prin încercări, de la caz la caz.

Cînd amestecul este format din particule foarte mari și foarte mici, viteza gazului necesară menținerii stării fluidizate crește într-atît încît are loc o antrenare considerabilă a solidului. Deoarece particulele au în majoritatea cazurilor formă neregulată și în general nu au o singură mărime, ci sînt un amestec mai mult sau mai puțin uniform, în toate relațiile (viteza de fluidizare, pierderea de presiune etc.) în care diametrul particulelor D_p intră ca parametru trebuie să se specifice totdeauna modul în care acesta a fost determinat. Determinarea diametrului D_p se poate face în diferite feluri:

1. Dacă se lucrează, de exemplu, cu sferule distincte, se numără circa 500 particule. Se împarte greutatea acestora la densitatea lor absolută, iar volumul total obținut astfel se împarte la numărul particulelor. Din volumul unei particule, considerată sferă, se deduce ușor diametrul D_p. De obicei se dă și procentul de deviere de la diametrul mediu pentru a se putea aprecia uniformitatea particulelor. Pentru particule care nu diferă mult ca formă de o sferă, valoarea medie a diametrului D_p, determinată ca mai sus, este cea mai apropiată de realitate.

2. Diametrul se poate măsura microfotografic, făcîndu-se apoi o medie aritmetică a diametrelor măsurate într-un cîmp dat.

Scanned with OKEN Scanner

3. Media gravimetrică se calculează cîntărind fracțiunile de diferite diametre care formează amestecul și făcînd o medie ponderată:

$$D_{pg} = \frac{\Sigma g_i d_i}{\Sigma g_i}$$

în care:

D_{pg} este diametrul mediu al particulei calculat prin metoda gravimetrică;
d_i — diametrele diferitelor fracțiuni;
g_i — greutățile diferitelor fracțiuni.

4. Media volumetrică se calculează în mod analog cu cea gravimetrică, greutățile diferitelor fracțiuni fiind înlocuite cu volumele lor.

5. În unele cazuri diametrul particulelor se exprimă ca media dimensiunilor nominale a celor două site între care este prinsă fracțiunea.

Influența mărimii particulelor asupra proprietăților stratului fluidizat și a parametrilor derivați (de exemplu viteza de fluidizare) este foarte importantă.

Efectul asupra vitezei minime de fluidizare v_{mf}, adică viteza calculată în ipoteza vasului gol la care începe fluidizarea și care corespunde la densitatea maximă a stratului fluidizat, este dată de relația:

$$v_{mf} = 0{,}005 \frac{\varepsilon_{mf}^3}{1-\varepsilon_{mf}} \frac{D_p^2 \varphi_p^2 (\gamma_p - \gamma_F)}{\eta} \qquad (1)^*)$$

în care:

v_{mf} este viteza minimă de fluidizare, m/s;
ε_{mf} — fracția minimă de goluri, fără dimensiuni;
D_p — diametrul particulei, m (în cazul particulelor nesferice, diametrul unei sfere de volum egal cu volumul particulei);
φ_p — factorul de formă al particulei, fără dimensiuni;
γ_p — greutatea specifică a materialului solid, kgf/m^3;
γ_F — greutatea specifică a agentului de fluidizare, kgf/m^3;
η — viscozitatea absolută a agentului de fluidizare, kgf · s/m^2.

Viteza de fluidizare crește deci proporțional cu pătratul diametrului particulelor [1, 2].

Efectul asupra pierderii de presiune prin stratul fluidizat în momentul fluidizării minime este tot atît de important. Una din corelații este următoarea:

$$\Delta p_{mf} = 200 \frac{(1-\varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} h \frac{v_{mf}\eta}{D_p^2 \varphi_p^2} \qquad (2)$$

*) Pentru deducerea acestei relații v. p. 26 ș. u.

Scanned with OKEN Scanner

în care:

h este înălțimea stratului în stare așezată, m;

Δp_{mf} — pierderea de presiune în momentul fluidizării minime kgf/m^2.

Celelalte simboluri au semnificațiile arătate în relația (1).

Efectul asupra greutății specifice a stratului fluidizat poate fi urmărit în relația:

$$\log D_p = 2{,}81 \frac{\gamma_{mf}}{\gamma_p} + 1 \qquad (3)$$

în care:

D_p este diametrul particulelor solide (media gravimetrică), μ;

γ_{mf} — greutatea specifică a stratului de înălțime minimă (maximum de densitate), kgf/m^3;

γ_p — greutatea specifică a particulelor, kgf/m^3.

Greutatea specifică a particulelor solide intră în formula vitezei minime de fluidizare [relația (1)] și în relația pierderii de presiune prin stratul fluidizat a cărei expresie este următoarea:

$$\Delta p = h_v (1 - \varepsilon_v)(\gamma_p - \gamma_F) \approx h_v (1 - \varepsilon_v) \gamma_p = h_0 (1 - \varepsilon_0) \gamma_p \qquad (4)$$

în care:

Δp este pierderea de presiune prin stratul considerat, kgf/m^2;

ε_v — fracția de goluri corespunzătoare vitezei respective, fără dimensiuni;

γ_p — greutatea specifică a particulei solide (greutatea unei particule supra volumul total al particulei, inclusiv volumul porilor), kgf/m^3;

γ_F — greutatea specifică a agentului de fluidizare, kgf/m^3;

h_v — înălțimea stratului corespunzător vitezei respective, m;

h_0 — înălțimea stratului corespunzător vitezei zero, m;

ε_0 — fracția de goluri corespunzătoare vitezei zero, fără dimensiuni.

Greutatea specifică a particulei determină în mod hotărîtor și greutatea specifică a stratului fluidizat deoarece, după cum se arată mai departe, greutatea specifică a stratului este egală cu raportul între pierderea de presiune și înălțimea stratului.

Formarea particulelor. Particulele solide obținute prin mărire și sortare pe site se prezintă la microscop cu forme foarte neregulate chiar dacă sitele au avut o calibrare riguroasă. Particulele se prezintă și sub forma unor ace, posedînd una din dimensiuni exagerat de mare față de celelalte. Aceste particule au lungimea mult mai mare decît latura ochiurilor sitei. Ele influențează fluidizarea în sensul că necesită o viteză de fluidizare mai mică și dau naștere la o pierdere de presiune mai mare.

Scanned with OKEN Scanner

Efectul factorului de formă φ_p asupra vitezei minime de fluidizare reiese din relația (1). Deoarece determinarea acestui factor la particulele cu formă neregulată constituie o operație dificilă, relațiile mai noi care exprimă viteza de fluidizare sînt stabilite astfel încît influența acestui factor să fie exprimată indirect prin efectul său asupra unora din celelalte variabile de care depinde viteza minimă de fluidizare. În felul acesta se evită determinarea acestui factor.

Factorul de formă este definit de obicei de raportul dintre suprafața sferei de volum egal cu al particulei și suprafața efectivă a particulei. Valoarea lui este deci subunitară. Unii autori adoptă însă valoarea inversă celei obținute din definiția de mai sus.

Rezultă deci:

$$\varphi_p = 4{,}87\ V^{2/3}/A \qquad (5)$$

în care:

φ_p este factorul de formă al particulei solide, fără dimensiuni;
V — volumul particulei, determinat cu picnometrul, m^3;
A — suprafața particulei, m^2

sau

$$\varphi_p D_p = 6\,V/A. \qquad (6)$$

Trebuie să se țină seama de asemenea că unii autori denumesc în mod arbitrar ca factor de formă o expresie în care intră și alți factori.

Forma particulelor are influență și asupra calității fluidizării. Particulele de formă sferică au tendință spre o curgere coezivă. De asemenea, densitatea unui strat fluidizat format din particule sferice este mult mai mare decît densitatea unui strat format din particule neregulate. Acest efect se explică probabil prin tendința mai mare a particulelor de formă sferică de a se aglomera și a da astfel naștere la conglomerate.

b) **Caracteristicile gazului.** *Greutatea specifică a gazului* are o influență imperceptibilă la valori mici. Încercările se pot face fie cu gaze diferite ca densitate, fie cu aceleași gaze la care se schimbă presiunea. S-au efectuat fluidizări cu aer a cărui presiune a fost variată de la 0,1 ats la 5,5 ats, fără a se observa un efect marcant asupra vitezei de fluidizare sau asupra altor caracteristici ale stratului [3]. La presiuni mari însă apare o influență importantă atît asupra expansiunii stratului cît și asupra elutrierii.

Viscozitatea gazului influențează indirect fluidizarea prin faptul că schimbă viteza de fluidizare în expresia căreia intră. Temperatura gazului intervine indirect (deoarece modifică volumul și deci viteza liniară a gazului) și direct, prin influența sa asupra viscozității gazului, influență care este importantă la temperaturi ridicate. Efectul densității și viscozității gazului asupra densității stratului fluidizat este neglijabil,

chiar cînd se fluidează cu gaze foarte diferite între ele ca freonul, aerul și hidrogenul la care viscozitatea și densitatea variază foarte mult de la un gaz la altul [4].

Viteza gazului este acea caracteristică a gazului care influențează direct fluidizarea. În funcție de viteza gazului au loc fenomenele caracteristice ale fluidizării și din această cauză se exprimă influența altor proprietăți ale gazului în relațiile care dau viteza de fluidizare. Considerațiile în legătură cu stabilirea diferitelor corelații sînt date in extenso în cele ce urmează.

Viteza de fluidizare. Viteza minimă și viteza maximă. Viteza practică de fluidizare, adică aceea folosită în industrie, este un parametru foarte important și pentru care nu există totuși o metodă de calcul teoretică. Ceea ce decide valoarea adoptată pentru un sistem dat este calitatea fluidizării și aceasta depinde de factori care nu sînt și nu pot fi înglobați în relații matematice (de exemplu gradul de distribuție al gazului, înălțimea stratului, umiditatea sa etc.). De aceea, studiul teoretic al acestui parametru a fost circumscris la limita apariției fluidizării, adică la viteza minimă de fluidizare v_{mf}. Punctul la care apare însă fluidizarea minimă nu este unanim admis. Pentru detectarea lui cei mai mulți cercetători se folosesc de discontinuitatea care apare la un moment dat pe curba căderii de presiune prin stratul granular în funcție de viteza fictivă a gazului. Alții folosesc discontinuitatea care apare pe curba coeficientului de transmitere a căldurii în funcție de aceeași viteză fictivă. De asemenea, se poate folosi discontinuitatea care apare pe curba de variație a fracției de goluri ε în funcție de viteză [4′]. Din această cauză datele din literatură nu sînt concordante.

Deși importanța practică a vitezei minime de fluidizare este redusă, foarte mulți cercetători s-au ocupat de această problemă deoarece viteza minimă de fluidizare, împreună cu viteza de antrenare a pulberii din fluidizator, delimitează domeniul în care există starea fluidizată. De asemenea, cunoașterea expresiei vitezei minime de fluidizare permite extrapolarea la condițiile de reacție a rezultatelor obținute la rece cu un gaz ușor accesibil. Cei mai mulți cercetători folosesc curba pierderii de presiune. În fig. 4 se observă că pe curba pierderii de presiune se disting două porțiuni corespunzătoare curgerii prin strat granular fix și respectiv prin strat fluidizat. Se definește drept viteză minimă de fluidizare, v_{mf}, viteza corespunzătoare intersecției curbelor reprezentative pentru cele două curgeri. Acest punct marchează trecerea de la stratul fix la stratul fluidizat.

În toate corelațiile din literatură, pentru pierderea de presiune prin stratul fluidizat se admite valoarea independentă în raport cu

Scanned with OKEN Scanner

viteza din relația (4), cu alte cuvinte pierderea de presiune necesară susținerii stratului. Deosebirile între cercetători apar în modul cum exprimă pierderea de presiune în stratul granular fix, pentru care există în literatură un număr mare de corelații.

— Corelațiile lui Leva. M. Leva admite pentru pierderea de presiune prin stratul granular fix relația:

$$\Delta p = 200 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} h \frac{v\eta}{D_p^2 \varphi_p^2} \tag{7}$$

în care: ε este fracția de goluri, fără dimensiuni;
h — înălțimea stratului, m;
v — viteza fictivă a gazului, m/s.

Prin egalarea acestei ecuații cu ecuația (4) se obține pentru v_{mf} relația (1) valabilă în regim laminar de curgere ($Re_p \leqslant 10$).

Viteza gravimetrică minimă se deduce ușor din relația:

$$C_{mf} = v_{mf} \gamma_F = 0{,}005 \frac{\varepsilon_{mf}^3}{1-\varepsilon_{mf}} \frac{D_p^2 \varphi_p^2 (\gamma_p - \gamma_F)}{\eta} \gamma_F \tag{8}$$

în care G_{mf} este viteza gravimetrică minimă, kgf/m^2 · s.

Întrebuințarea ecuației (1) presupune cunoșterea factorului de formă și a fracției de goluri ε_{mf} pentru pulberea care se supune fluidizării. Valorile fracției de goluri pentru unele materiale se găsesc în literatură sub forma de curbe [5]. De cele mai multe ori, însă, valoarea acestor constante ale pulberii nu sînt ușor accesibile, uneori ele fiind chiar imposibil de determinat. Factorul de formă φ_p se poate evalua microfotografiind particulele și comparînd sfericitatea lor cu sfericitatea unor particule a căror factor de sfericitate $\left(\lambda_p = \frac{1}{\varphi_p}\right)$ a fost determinat în prealabil pe cale indirectă, din încercări de curgere. Fracția de goluri ε_{mf} se poate evalua relativ ușor în cazul particulelor neporoase folosind o metodă suficient de precisă care se bazează pe densitatea picnometrică și pe densitatea în grămadă a materialului. În cazul particulelor poroase evaluarea sfericității și a fracției de goluri este nesigură și în consecință precizia de calcul a vitezei minime de fluidizare cu ajutorul ecuației (1) scade.

În lumina acestor observații apare cu atît mai interesantă constatarea lui Leva și a altora [6] care au stabilit că raportul $\frac{\varepsilon_{mf}^3 \varphi_p^2}{1-\varepsilon_{mf}}$ din ecuația (8) poate fi exprimat ca o funcție de diametrul particulei. Acești autori au găsit că pentru o serie de materiale foarte diferite, ε_{mf} variază în sens invers cu D_p și cu φ_p și că deci se poate încerca o

Scanned with OKEN Scanner

corelare a lui D_p în funcție de ε_{mf} și φ_p. Într-o primă tentativă de corelare s-a folosit chiar gruparea factorilor ε_{mf} și φ_p sub forma raportului $\frac{\varepsilon_{mf}^3 \varphi_p^2}{1-\varepsilon_{mf}}$, adică așa cum apar aceștia în ecuația (8). Corelația găsită este satisfăcătoare și permite să se simplifice ecuația (8) în felul următor:

$$G_{mf} = \frac{CD_p^2 \gamma_F (\gamma_p - \gamma_F)}{\eta} \tag{9}$$

în care $C = \varphi(D_p)$.

Corelarea constantei C în funcție de D_p distruge însă omogenitatea ecuației și de aceea s-a preferat corelarea în funcție de numărul lui Reynold modificat.

În fig. 5 se reprezintă curba $C = \varphi\left(\frac{D_p G_{mf}}{\eta_g}\right)$ pentru toate datele publicate în legătură cu acest subiect. Pentru domeniul $Re \leqslant 5$, curba

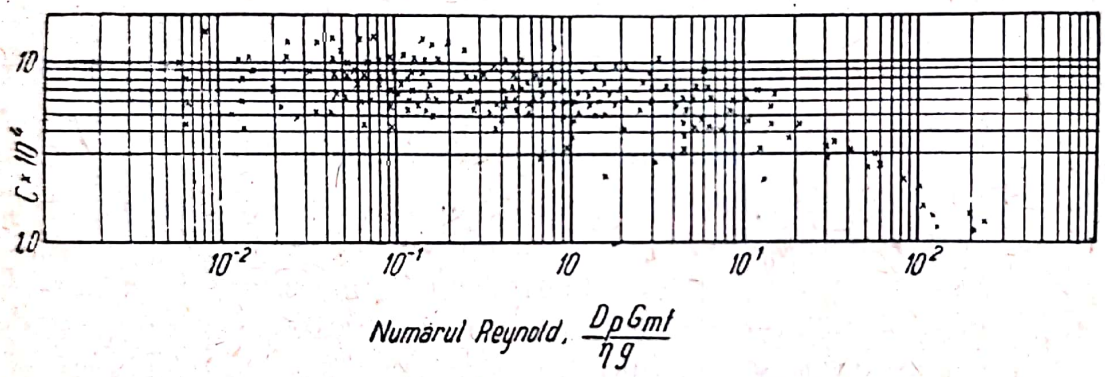


Fig. 5. Constanta C în funcție de $\frac{D_p G_{mf}}{\mu}$.

reprezentativă pentru această funcție este o dreaptă a cărei ecuație este:

$$C \cdot 10^4 = 7\,\mathrm{Re}^{-0{,}0588} \tag{9'}$$

Înlocuind în ecuația (9) valoarea obținută pentru C, rezultă:

$$G_{mf} = 5{,}05\, D_p^{1{,}8824} \frac{[\gamma_F(\gamma_p - \gamma_F)]^{0{,}8412}}{\eta^{0{,}8824}} \tag{10}$$

în care unitățile sînt aceleași ca în ecuația (8) cu deosebirea viscozității (η) care se exprimă în cP.

În cazul fracțiunilor omogene, $D_p = \sqrt{D_1 D_2}$, în care D_1 și D_2 sînt deschiderile celor două site succesive între care s-a prins granulația respectivă. În cazul fracțiunilor mixte, $D_p = \bar{D}_1 g_1 + \bar{D}_2 g_2 + \ldots + \ldots \bar{D}_n g_n$, în care $\bar{D}_1$, $\bar{D}_2 \ldots D_n$ reprezintă media geometrică a diametrelor fracțiunilor, iar g_1, $g_2 \ldots g_n$ greutatea fracțiunilor. Pe baza ecuației (10) s-a construit nomograma din fig. 6.

Scanned with OKEN Scanner

În domeniul $Re > 5{,}0$ ecuația (10) dă valori prea mari. În asemenea cazuri se introduce un factor de corecție pentru corectarea valorilor G_{mf}

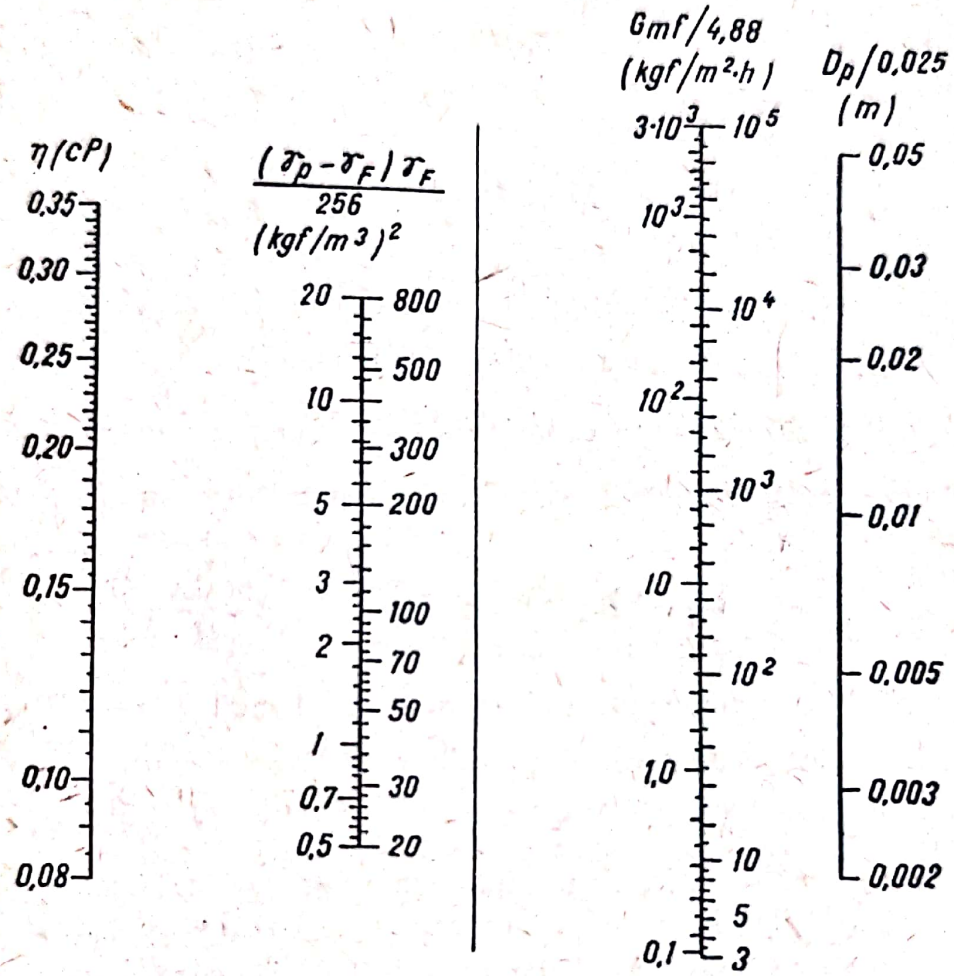


Fig. 6. Nomogramă pentru G_{mf} pentru sistemele gaz — solid (scara stîngă sau dreaptă pentru $(\gamma_p - \gamma_F)\gamma_F$ corespunde cu scara G_{mf} stîngă sau dreaptă).

calculate cu ecuația (10). În fig. 7 se dă un grafic care permite stabilirea factorului de corecție pentru $10. < Re < 1\,000$.

— Alte corelații bazate pe pierderea de presiune. Folosirea corelației lui Ergun [7] duce la rezultate interesante în legătură cu comparația vitezei mi-

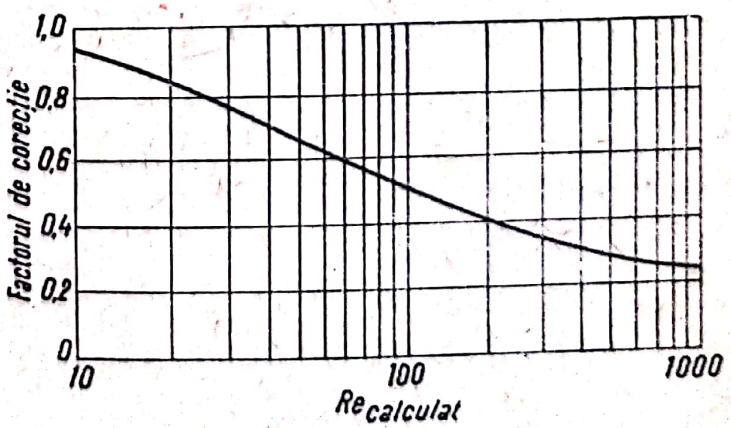


Fig. 7. Factorul de corecție în funcție de numărul lui Reynold.

nime de fluidizare cu viteza de antrenare (viteză terminală în terminologia anglo-saxonă). Ergun dă pentru pierderea de presiune prin stratul granular următoarea expresie:

$$\frac{\Delta_p}{h} g = \frac{2\alpha\eta_g A_s^2 v(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + \frac{\beta}{8}\frac{\gamma_F v^2 A_s (1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \qquad (11)$$

în care:

g este accelerația pământească;

α, β — constante;

$A_s = \frac{A}{V}$ — suprafața specifică a particulei (A și V sînt suprafața, respectiv volumul particulei).

Egalînd ecuația (11) cu ecuația (4) și ținînd seama că $A_s = 6\frac{\varphi_p}{D_p}$ în care D_p este diametrul sferei avînd suprafața specifică A_s, se obține:

$$(\gamma_p - \gamma_F) g = 72\alpha \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}\varphi_p^2 \frac{\eta_g v_{mf}}{D_p^2} + \frac{3}{4}\beta \frac{\varphi_p \gamma_F}{\varepsilon^3}\frac{v_{mf}^2}{D_p} \qquad (12)$$

Efectuînd 640 determinări, Ergun a stabilit că $72\alpha = 150$ și $\frac{3}{4}\beta = 1{,}75$. Înlocuind aceste valori în relația (12) se obține:

$$(\gamma_p - \gamma_F) g\varepsilon^3 D_p^2 = 150(1-\varepsilon)\eta g v_{mf}\varphi_p^2 + 1{,}75 D_p \gamma_F v_{mf}^2 \varphi_p \qquad (13)$$

În ecuația (13), primul termen reprezintă pierderea de energie viscoasă (regim laminar pur), iar termenul al doilea pierderea de energie cinetică (regim turbulent pur). Urmează că:

— în regim laminar $v_{mf} = \frac{1}{150}\frac{\varepsilon^3(\gamma_p - \gamma_F) D_p^2}{(1-\varepsilon)\varphi_p^2 \eta}$ (14)

[adică al doilea termen al ecuației (13) este nul];

— în regim turbulent $v_{mf} = \sqrt{\frac{\varepsilon^3}{1{,}75\,\varphi_p}}\sqrt{\frac{(\gamma_p - \gamma_F) D_p g}{\gamma_F}}$ (15)

[adică primul termen al ecuației (13) este nul].

Dacă se consideră un strat fluidizat format din particule sferice ($\varphi_p = 1$ și $\varepsilon = 0{,}41$) se obține:

— în regim laminar $v_{mf} = \frac{1}{1300}\frac{D_p^2(\gamma_p - \gamma_F)}{\eta}$; (14')

— în regim turbulent $v_{mf} = \frac{1}{5}\sqrt{\frac{g D_p (\gamma_p - \gamma_F)}{\gamma_F}}$. (15')

Scanned with OKEN Scanner

Comparînd relațiile (14') și(15') cu relațiile (30) și (33) rezultă că la particule sferice viteza minimă de fluidizare este circa 1/70 din viteza de sedimentare în regim laminar și circa 1/9 din aceeași viteză în regim turbulent. În literatură, viteza de sedimentare este numită *viteza maximă de fluidizare*. Cînd agentul fluidizant are o viteză mai mare decît această limită, întreg stratul fluidizat este antrenat din vas.

Totuși, ecuația (13) are o însemnătate limitată pentru pulberile reale, deoarece nu este clar care diametru și care factor de formă intră în ecuație. De asemenea, nu se poate prezice ε pentru particule nesferice.

Alți autori [8] dau pentru regimul laminar următoarea ecuație:

$$v_{mf} = \frac{0{,}00123}{\varphi_p} \cdot \frac{D_p^2 \gamma_{mf}}{\eta} \tag{16}$$

în care:

$D_p = 1{,}04\ (N\gamma_{mf})^{-1/3}$ este diametrul particulei (N fiind numărul de particule în unitatea de greutate de solid);

$\gamma_{mf} = (1-\varepsilon_{mf})\gamma_p$ — greutatea specifică a stratului la pornirea fluidizării.

Avantajul ecuației (16) față de ecuația (13) constă în faptul că pentru multe pulberi reale φ_p poate fi luat egal cu unitatea. De asemenea, diametrul este bine definit deoarece se poate aplica și la un amestec de granulație diferită. Cu toate acestea ε_{mf} trebuie cunoscut. Autorii susțin că γ_{mf} se poate asimila cu greutatea specifică în grămadă. În același timp trebuie să se determine experimental numărul de particule N în unitatea de greutate de solid.

După Gh. Suciu și V. Schorr [9] pierderea de presiune prin stratul fix se determină cu relația

$$\Delta p = \lambda \frac{h}{l} \cdot \frac{v^2}{\varepsilon^2 \cdot 2g} \gamma_F \tag{17}$$

în care:

λ este factorul de frecare;

l — dimensiunea liniară de curgere, care în ipoteza unui strat format din particule sferice este dată de relația:

$$l = \frac{\varepsilon D_p}{6(1-\varepsilon)}$$

Scanned with OKEN Scanner

Egalînd ecuația (4) cu ecuația (17), după gruparea termenilor sub formă criterială, se obține:

$$\lambda = 2(1-\varepsilon)\, Ar \cdot Re^{-2} \tag{18}$$

în care:

$Re = \dfrac{v_{mf}\,\gamma_F\, l}{\varepsilon_{mf}\,\eta_g}$ este criteriul lui Reynold;

$Ar = \dfrac{l^3 \gamma_F (\gamma_p - \gamma_F)}{g\eta^2}$ — criteriul lui Arhimede.

Autorii constată experimental existența unui domeniu laminar pentru care este valabilă relația:

$$Ar \cdot Re^{-1}(1-\varepsilon_{mf}) = 4{,}25 \tag{19}$$

și un domeniu turbulent pentru care

$$Ar \cdot Re^{-1{,}54}(1-\varepsilon_{mf}) = 31. \tag{20}$$

Trecerea din domeniul laminar la cel turbulent se produce la Re=2.

Relațiile (19) și (20) sînt valabile pentru fluidizarea cu lichide și se caracterizează prin absența factorului de formă, al cărui rol este minim în cazul fluidizării cu fluide vîscoase.

Pentru fluidizarea cu gaze s-au obținut următoarele relații:

— în domeniul curgerii laminare

$$\lambda = \frac{\varphi^{1+b} \cdot a}{Re^b} \tag{21}$$

în care:

$$a = -3{,}18 \cdot 10^{-2} D_p^3 + 1{,}69 \cdot 10^2 \cdot D_p^2 + 3{,}8\, D_p \tag{22}$$

$$b = 0{,}66 / D_p^{0{,}32} \tag{23}$$

— în domeniul curgerii turbulente:

$$\lambda = 6{,}2 / Re^{0{,}46}. \tag{24}$$

Miller și Logwinuk [2] stabilesc calitativ parametrii de care depinde viteza minimă de fluidizare și relația funcțională generală care leagă acești parametri între ei. Din aplicarea teoremelor analizei dimensionale nu se poate determina ecuația exponențială corespunzătoare, în totalitatea ei, stabilirea exponenților fiind sarcina experimentării.

Folosind variația pierderii de presiune prin strat drept criteriu pentru detectarea fluidizării incipiente, Miller și Logwinuk determină experimental exponenții pentru D_p, γ_F și $(\gamma_p - \gamma_F)$. Ei obțin:

$$G_{mf} = 11{,}7 \frac{D_p^2 (\gamma_p - \gamma_F)^{0{,}9}\, \gamma_F^{1{,}1}}{\eta} \tag{25}$$

în care unitățile sînt aceleași ca în relația (8). Ecuația (25) este reprezentată grafic în fig. 8.

Scanned with OKEN Scanner

Procedînd cu totul deosebit de modurile precedente de cercetare, Baerg și colaboratorii [10] deduc corelația pentru v_{mf} din studiile lor de transmisie termică. Influența vitezei fluidului asupra valorii coeficientului de transmitere a căldurii vădește un salt brusc la o anumită valoare care depinde de diametrul particulei și de densitatea în grămadă a pulberii. Considerînd că la acest punct apare starea fluidizată, urmează că se poate stabili o corelație între aceste variabile, care are forma:

$$G_{mf} = 2{,}5 \cdot 10^{-1} (D_p \gamma_n)^{1{,}23} \qquad (26)$$

în care γ_n este greutatea specifică în grămadă a pulberii, kgf/m^3.

Această corelație are avantajul că este extrem de simplă ca formă și nu necesită determinări experimentale complicate. Totuși, relația (26) prezintă dezavantajul că dă valori prea mici pentru G_{mf}.

Compararea tuturor corelațiilor date pentru v_{mf} arată lipsa de concordanță dintre ele. Neconcordanța este oarecum justificată de însuși modul de apreciere al începutului fluidizării, apreciere care variază de la un cercetător la altul și constituie un criteriu subiectiv. Așa de exemplu, rezultatele lui Baerg și colaboratorii [10] sînt mai mici decît toate celelalte rezultate pentru că acești cercetători au folosit, după cum s-a menționat mai sus, drept criteriu pentru apariția stării fluidizate creșterea bruscă a transferului caloric. Probabil că în acest fel starea fluidizată se semnalează mai devreme decît prin urmărirea pierderii de presiune prin strat.

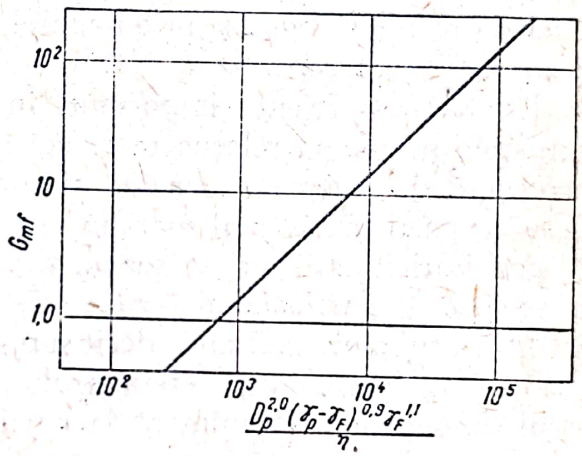


Fig. 8. Viteza gravimetrică minimă în funcție de factorul $\frac{D_p^{2,0}(\gamma_p-\gamma_F)^{0,9}\gamma_F^{1,1}}{\eta}$

Gaze: aer, heliu, bioxid de carbon, etan.
Solide: carbură de siliciu, oxid de aluminiu, bioxid de siliciu, silicagel.

În tabela 2 se prezintă rezultatele obținute prin calcul utilizînd formulele lui Miller și Logwinuk, Van Heerden și formula lui Leva (ecuația 10), în comparație cu datele experimentale ale lui Wilhelm și Kwauk [11].

Din examinarea datelor din tabela 2 se poate trage concluzia că în domeniul numerelor lui Reynold mici, concordanța este mulțumitoare în ceea ce privește ordinul de mărime. Ecuația lui Miller și Logwinuk și ecuația lui Van Heerden nu mai corespund însă la pre-

zicerea G_{mf} în domeniul Re >1,0. Nepotrivirea se datorește probabil faptului că în corelațiile acestor cercetători G_{mf} este proporțional cu D_p, ceea ce nu este exact în domeniul curgerii turbulente. Ecuația lui

Tabela 2. Comparație între G_{mf} experimental și G_{mf} calculat

D_p μ	G_{mf} experimental, kgf/m² · h	G_{mf} calculat, kgf/m² · h		
	(11)	(2)	(8)	(6)
5 207	160 000	385 000	412 000	160 000
1 283	147 500	135 000	114 000	187 500
510	7 900	37 200	39 700	8 600
287	3 750	11 800	12 600	3 330

Leva dă rezultate bune și în domeniul numerelor Reynold mari, datorită factorului de corecție.

Un aspect foarte important în legătură cu viteza gazului îl constituie problema relației ce există între căderea liberă a particulelor, guvernată de legea lui Stockes, și comportarea lor în stratul fluidizat. Căderea particulelor mai mari în aer se face conform legilor cunoscute ale gravitației, care nu țin seama de frecarea mediului. Cu cît se consideră însă o particulă mai mică, cu atît volumul și deci greutatea ei devin relativ mult mai mici decît suprafața, deoarece volumul se micșorează cu puterea a treia a diametrului, în timp ce suprafața scade cu pătratul diametrului. Rezultă că la particulele mici suprafața este relativ importantă în comparație cu greutatea particulei și în consecință intervine frecarea cu mediul. În acest caz căderea particulei este guvernată de alte legi. La începutul căderii particula își mărește viteza după legea gravitației, însă concomitent crește și forța de rezistență a mediului F, conform relației lui Newton:

$$F=\zeta\gamma_d A\frac{v^2}{2g} \quad [\text{kgf}] \tag{27}$$

care pentru particulele sferice devine

$$F=\zeta\gamma_d\frac{\pi D_p^2}{4}\frac{v^2}{2g} \quad [\text{kgf}] \tag{28}$$

în care:

ζ este coeficientul de rezistență, nedimensional;

γ_d — greuteta specifică a mediului dispersant, kgf/m³;

$A=\frac{\pi D_p^2}{4}$ — proiecția secțiunii transversale a particulei sferice pe direcția de mișcare a acesteia, m²;

D_p — diametrul particulei, m;

v — viteza particulei, m/s.

Scanned with OKEN Scanner

La un moment dat viteza crește atît de mult încît forțele de frecare ajung să egaleze greutatea particulei, care va cădea de aici înainte cu o viteză constantă, numită viteza de sedimentare v_0, a cărei valoare este dată de relația:

$$v_0 = \sqrt{\frac{4gD_p(\gamma_p - \gamma_d)}{3\gamma_d \zeta}} \tag{29}$$

în care γ_p este greutatea specifică a particulei în kgf/m^3.

Pentru a aplica această formulă trebuie să se țină seama că ζ este o funcție de criteriul lui Reynold modificat și anume $\zeta = \frac{24}{Re_p}$ (cînd $Re_p < 1$, adică în regim laminar).

Înlocuind în formula (29) valoarea lui ζ se obține:

$$v_0 = \frac{D_p^2(\gamma_p - \gamma_d)}{18\eta} \tag{30}$$

în care η este viscozitatea mediului în kgf · s/m^2.

Relația (30) este legea lui Stockes, menționată foarte des în lucrările care se referă la curgerea stratului fluidizat. Ea se aplică în cazul particulelor de 3—100μ, adică atunci cînd $Re_p < 1$.

Avînd în vedere că $\gamma_d \ll \gamma_p$ se obține:

$$v_0 \approx \frac{1}{18} \cdot \frac{D_p^2 \gamma_p}{\eta} \tag{31}$$

Diametrul critic D_{pcr}, adică diametrul maxim la care se mai aplică legea lui Stockes, este:

$$D_{pcr} = \sqrt[3]{\frac{18\eta^2 g}{\gamma_d(\gamma_p - \gamma_d)}} \tag{32}$$

În regim turbulent ($500 < Re_p < 150\,000$) coeficientul de rezistență ζ este egal cu 0,44. Înlocuind în ecuația (29) valoarea lui ζ se obține legea lui Newton:

$$v_0 = 1{,}74 \sqrt{\frac{gD_p(\gamma_p - \gamma_d)}{\gamma_d}} \tag{33}$$

Pentru particulele cu formă neregulată, viteza reală de sedimentare este 50—60% din viteza teoretică de sedimentare a particulelor sferice. În fluidizare prezintă interes însă *viteza de alunecare*, adică diferența dintre viteza medie a gazului și viteza medie a solidului. Teoretic, viteza de alunecare ar trebui să fie egală cu viteza de cădere

Scanned with OKEN Scanner

a particulelor în curentul de fluid. Practic, s-a constatat că aceste două viteze sînt diferite. Cercetătorii se contrazic asupra semnului acestei diferențe. Astfel, L. Friend și alții, lucrînd cu material granular fin, constată că vitezele de alunecare sînt considerabil mai mari decît vitezele de cădere. R. Wilhelm și Kwauk [11] și M. Leva [5] găsesc, spre deosebire de primii, viteze de alunecare mai mici decît vitezele de cădere ale particulelor individuale. Această contradicție aparentă a fost înlăturată de K. Lewis [3], care efectuînd un studiu sistematic al problemei, ajunge la concluzia că pentru particulele cu diametrul de aproximativ 0,3 mm viteza de alunecare este egală cu viteza de cădere. Pentru particule cu diametrul mai mic de 0,3 mm este valabilă afirmația lui L. Friend, iar peste acest diametru se confirmă constatările lui Kwauk, respectiv Leva. Rezultatele cercetărilor lui Lewis [3] sînt redate într-o diagramă care permite determinarea raportului dintre viteza de alunecare și viteza de cădere, în funcție de diametrul particulelor.

Productivitatea unui reactor depinde de concentrația solidului. De aceea, concentrația solidului trebuie să fie cît mai mare, volumul reactorului fiind invers proporțional cu concentrația. În fluidizare se întrebuințează granulații medii care variază între 60 și 2 000 μ. Dacă pentru pulberile peste 300 μ, pentru care lucrările lui Lewis au arătat că viteza de alunecare este mai mică decît viteza de cădere liberă, vitezele de lucru sînt destul de mari pentru a remedia acest inconvenient, la pulberile fine numai faptul că viteza de alunecare este mai mare decît viteza de cădere explică formarea unui strat cu o concentrație mare de solid. Rezultatele unor lucrări ulterioare în legătură cu fluidizarea pulberilor fine [12] redate mai jos confirmă concluziile lui Lewis.

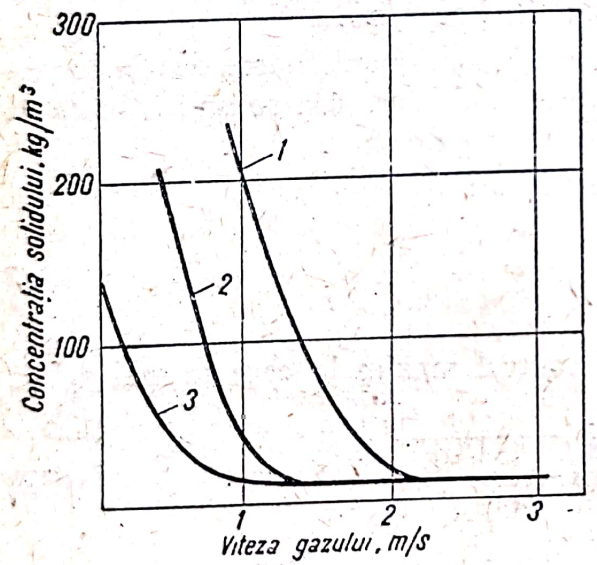


Fig. 9. Concentrația în solid (argilă de 150 μ) a stratului fluidizat în funcție de viteza gazului:

1 — curba experimentală; *2* — curba teoretică, calculată conform legii lui Stockes; *3* — curba calculată din debitul de alimentare cu solid.

În fig. 9 se dă variația concentrației în solid a stratului fluidizat în funcție de viteza gazului (calculată considerînd tubul gol). Se observă că la viteze mari, concentrația stratului fluidizat determinată experimental (curba *1*) și concentrația calculată după legea lui Stockes (curba *2*), ca și cea rezultată din debitul de alimentare cu solid

Scanned with OKEN Scanner

(curba 3), tind să se egaleze. Vitezele mari ale gazului sînt însă viteze de antrenare; la viteze mai mici de fluidizare (chiar la fluidizarea turbulentă, aplicată în industrie) concentrația experimentală este mult mai mare decît cea teoretică (chiar decît concentrația de alimentare), ceea ce arată că se produce o acumulare de solid în strat. Această diferență este mai mare cînd particulele sînt mici. O confirmare a acestui rezultat îl constituie și studiul vitezelor de alunecare efectuat cu particule sferice de 40 μ. Din acest studiu rezultă următoarele concluzii:

— vitezele de aluncare sînt relativ independente de viteza gazului și de concentrația stratului. Alte lucrări arată că aceste viteze nu depind nici de densitatea gazului, obținîndu-se aproximativ aceleași rezultate cu hidrogen, aer sau bioxid de carbon;

— particulele mici alunecă de cîteva ori mai repede decît cele mari. Acesta este fenomenul neașteptat, care face posibilă întrebuințarea vitezelor mari de gaze fără ca antrenarea să fie exagerată, ceea ce se traduce prin formarea unui strat stabil cu densitate mare. Singura explicație plauzibilă a acestei anomalii este fenomenul de aglomerare a particulelor mici.

c) **Forma și dimensiunile relative ale vasului de fluidizare.** Forma vaselor întrebuințate în fluidizare este de obicei cilindrică. Totuși, se pot întrebuința și vase paralelipipedice cu baza formată dintr-un poligon convex, fără ca acest fapt să afecteze calitatea fluidizării. Secțiunea vasului poate fi constantă sau variabilă. Se întrebuințează, de asemenea, vase conice, tronconice sau de alte forme. Conicitatea poate fi în sus sau în jos. Forma vasului în acest caz permite ajustarea vitezei de fluidizare în funcție de debitul agentului fluidizant sau de mărimea particulelor. Efectul cel mai important și mai studiat îl exercită însă raportul dintre înălțimea stratului fluidizat și diametrul său. Influența acestui raport se resimte asupra fluidizării pulberilor care sînt compuse din particule mari, cînd tendința spre pistonare crește foarte mult. De aceea, raportul dintre înălțime și diametrul stratului fluidizat poate fi socotit drept un criteriu de similitudine geometric. La pulberile fine mărimea acestui raport are un efect favorabil înlăturînd canalizarea și permițînd întrebuințarea vitezelor mari de fluidizare.

Mărirea secțiunii are influență și asupra amestecării gazelor în reactor. După unii cercetători reactanții se amestecă perfect cu produsele de reacție, această diluare avînd un efect defavorabil asupra reacției (conversie scăzută).

Efectul raportului h/D_T asupra pierderii de presiune în stratul fluidizat este expus în cele ce urmează.

Scanned with OKEN Scanner

2. Caracteristicile de curgere ale stratului fluidizat

Caracteristicile de curgere mai importante ale stratului fluidizat sînt: pierderea de presiune, greutatea specifică, viscozitatea, fracția de goluri și expansiunea stratului.

a) **Pierderea de presiune.** Energia necesară producerii și menținerii stării fluidizate este dată de energia gazului care circulă datorită presiunii sale statice. Dacă gazul ar circula printr-un vas fără pulbere, însă cu placă de distribuție, pierderea de presiune statică a gazului s-ar datora frecării din placă și de pereții vasului, pentru asigurarea vitezei de curgere. În cazul cînd în aparat există o pulbere, pierderea de presiune crește inițial o dată cu viteza gazului, conform formulelor cunoscute, valabile pentru curgerea fluidelor prin straturi fixe. Limita superioară a acestei creșteri corespunde aproximativ cu atingerea stării fluidizate liniștite, iar valoarea pierderii de presiune egalează în acel moment greutatea stratului care apasă pe unitatea de secțiune a plăcii perforate care suportă materialul.

Pentru stabilirea pe cale teoretică a pierderii de presiune în stratul fluidizat s-a pornit la început de la relațiile curgerii prin tuburi cu diametrul mic, înlocuindu-se diametrul tubului cu cel al particulei supuse fluidizării. Determinările experimentale nu au confirmat valabilitatea acestor relații, ele rămînînd utile numai pentru stabilirea vitezei minime de fluidizare. Explicația acestei nepotriviri constă în aceea că la stratul fix volumul liber rămîne constant, în timp ce la stratul fluidizat crește datorită expansiunii, fapt care menține frecarea gazului la o valoare neglijabilă.

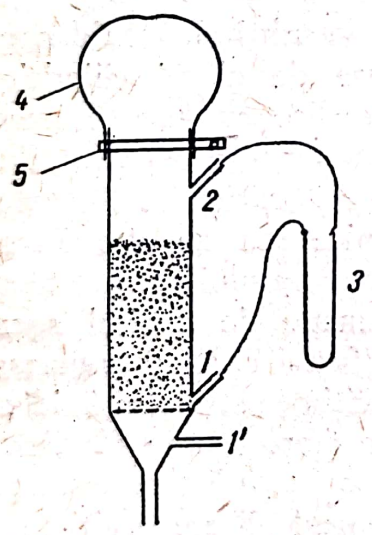


Fig. 10. Pierderea de presiune în stratul fluidizat: *1*, *1'*, *2* — prize de presiune; *3* — manometru diferențial cu lichid; *4* — filtru sac; *5* — baretă pentru fixarea filtrului sac.

Presiunea se măsoară în modul arătat în fig. 10 în care *1* și *1'* sînt prize echivalente dacă viteza gazului nu este prea mare și sita prea fină (corectă este priza *1*).

Stratul fluidizat se comportă ca un lichid: amestecul de solid și gaz formează o singură fază care dezvoltă presiuni hidrostatice întocmai ca un lichid. Legea fundamentală a hidrostaticii și anume că forța care apasă asupra unui element de suprafață este egală cu greutatea lichidului dintr-un cilindru care are ca bază secțiunea considerată și ca înălțime înălțimea pe verticală a coloanei de lichid de la centrul secțiunii pînă la suprafața lichidului, se aplică întocmai și la stratul fluidizat. Con-

Scanned with OKEN Scanner

diția necesară și suficientă care definește un lichid fiind tocmai această lege, urmează că drept criteriu pentru atingerea stării fluidizate ar trebui să se adopte momentul cînd pierderea de presiune măsurată ca mai sus egalează pierderea de presiune calculată după legea hidrostaticii. Totuși, uneori situația nu se prezintă astfel. Fluidizarea poate fi defectuoasă și deoarece pierderea de presiune crește neîncetat, se poate ajunge la egalarea celor două pierderi de presiune fără ca să existe o fluidizare normală. Confuzia nu este posibilă dacă stratul este vizibil. Rezultă deci că la fluidizare, agentul fluidizant suportă întreg stratul de solid. Pierderea de presiune nu este totdeauna riguros exactă cu greutatea stratului, deoarece în afară de această pierdere, presiunea statică mai suferă și o altă pierdere datorită frecării gazului și particulelor solide de pereții vasului pe înălțimea stratului. Macroscopic, susținerea particulelor de către curentul de gaz se face prin frecarea acestuia de suprafața particulelor și deci pierderea de presiune statică necesară acestei susțineri este de fapt tot o pierdere prin frecare.

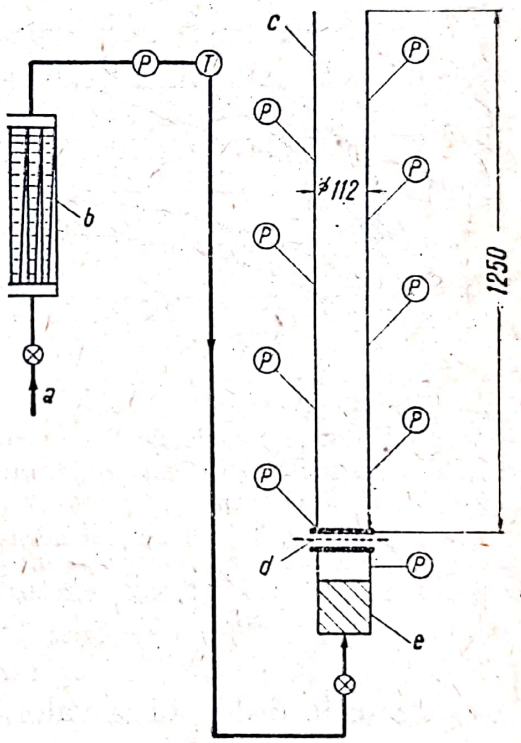


Fig. 11. Aparat de fluidizare cu care au fost determinate curbele din fig. 9: *a* — intrarea aerului; *b* — trei rotametre în paralel; *c* — tub de fluidizare (din plexiglas); *d* — sită metalică; *e* — secțiunea de egalizare a curentului de aer; *P* — prize de presiune; *T* — controlul temperaturii aerului.

Prizele de presiune care sînt practicate în vasele de fluidizare măsoară în realitate presiunea gazului la nivelul respectiv. Valoarea acestei presiuni este la fluidizare egală cu presiunea hidrostatică, dacă se consideră stratul fluidizat ca un lichid. Totuși, fenomenul intim al transmiterii presiunii în tuburile de legătură către aparatele de măsurat (tuburi care pot conține o cantitate oarecare de pulbere, evident nefluidizată), este diferit. La lichidele adevărate transmiterea se face de către lichidul însuși, pe cînd la stratul fluidizat transmiterea se face de către gaz, adică de una din cele două faze care dau în vas o singură fază, pseudo-lichidă.

Studiul pierderii de presiune se conduce în felul următor. Se măsoară presiuna statică în diferite puncte ale stratului și debitul de gaz (v. fig. 11), urmărindu-se în același timp și calitatea fluidizării. Se

repetă apoi experiențele cu diferite înălțimi de strat. Rezultatele încercărilor pentru diverse valori ale lui Re_p se exprimă sub forma raportului dintre pierderea de presiune experimentală (adică aceea citită la manometrul diferențial) și pierderea de presiune calculată, obținută prin împărțirea greutății solidului conținut în tub la secțiunea orizontală a tubului. Se obține diagrama din fig. 12 [3] pe care au fost

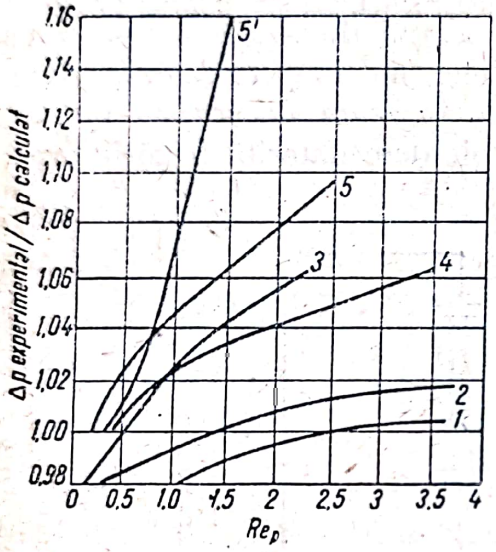


Fig. 12. Variația raportului $\Delta p_{exp}/\Delta p_{calc}$ în funcție de Re_p pentru sfere de sticlă de 150 μ fluidizate cu aer:

(curbele *1, 2, 3, 4, 5* și *5'* au fost determinate pentru valori ale raportului h/D_t egal cu respectiv 2,6; 3,2; 5,4; 6,2; 9,8 și 9,8).

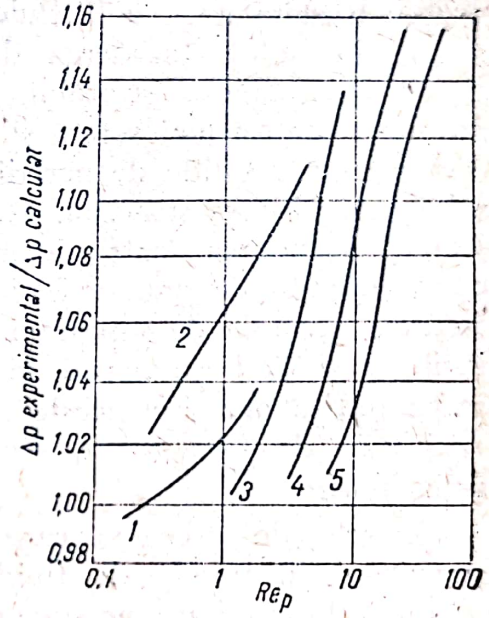


Fig. 13. Influența diametrului particulelor asupra raportului $\Delta p_{exp}/\Delta p_{calc}$ (curbele *1, 2, 3, 4* și *5* corespund la particule cu diametrul 100, 150, 280, 450 și 550 μ)

înregistrate în ordonată și valori mai mici ca unitatea, corespunzătoare stării în care particulele nu sînt suportate în întregime de gaz. Valorile mai mari ca unitatea s-ar datora frecărilor, însă dat fiind că ele depășesc relativ cu mult unitatea, se pare că nu poate fi vorba numai de frecarea gazului de pereții vasului la viteza respectivă, ci și de frecarea particulelor solide de pereți. Din diagramă reiese că raportul h/D_t este un factor important. Cînd $h/D_t \leqslant 2{,}6$ valoarea raportului $\Delta p_{exp}/\Delta p_{calc}$ nu depășește cu mult unitatea. Raportul $\Delta p_{exp}/\Delta p_{cal}$ crește însă foarte repede cu h/D_t. Acest fapt este normal deoarece concomitent cu creșterea înălțimii stratului crește și tendința spre pistonare a solidului, ceea ce provoacă probabil frecări mari pe pereții vasului. Pentru raportul $h/D_t = 9{,}8$ se dau două curbe: cea superioară (5'), în condiții în care efectul electrostatic este mare, existînd un strat de solid aderent pe

Scanned with OKEN Scanner

pereți, și cea inferioară (5), cînd în același sistem a fost eliminat acest efect. În concluzie, regula care exprimă egalitatea între pierderea de presiune și greutatea solidului conținut în vas este aproximativă și se aplică numai la anumite valori ale raportului h/D_t. În cazul cînd densitatea în grămadă a materialului este mare, tendința spre pistonare este mai mare și $\Delta p_{exp}/\Delta p_{calc}$ ia repede valori mari pentru creșteri mici ale raportului h/D_t.

În diagrama din fig. 13 este redată influența mărimii particulelor asupra raportului $\Delta p_{exp}/\Delta p_{calc}$ la $h/D_t=9{,}8$ într-un tub cu diametrul de 7,5 cm conținînd circa 3 kg particule. Se observă că particulele mici, care dau o fluidizare bună, arată pentru acest raport numai un mic excedent peste unitate. Particulele mari dau efecte de pereți importante. Rezultă și de aici că pentru o fluidizare bună valorile raportului $\Delta p_{exp}/\Delta p_{calc}$ trebuie să fie în jurul unității. Curbele din diagramă au fost obținute cu sferule de sticlă cu următoarele caracteristici:

Diametrul mediu (calculat din greutatea a 500 particule și din densitatea absolută)	100—550 μ
Procentul de deviere al diametrului	7—20%
Greutatea specifică absolută a particulelor	circa 2 300 kgf/m³

Exprimarea matematică corectă a relației de egalitate între pierderea de presiune experimentală și cea calculată este dată la pag. 24. Egalitatea nu este valabilă numai la stratul întreg, ci și la porțiuni de strat, astfel încît din pierderea de presiune se poate obține ε_v (fracția de goluri la viteza v) și cu aceasta greutatea specifică a stratului la diferite nivele.

b) **Greutatea specifică a stratului fluidizat.** În cele ce urmează va fi studiată numai greutatea specifică a fazei dense a stratului fluidizat. Această mărime are o importanță științifică și mai ales tehnică. Ea este curent întrebuințată la calculul reactoarelor de fluidizare și mai ales la fluidizarea cu circulația solidului. Greutatea specifică γ este forța cu care este atrasă unitatea de volum dintr-un corp de către pămînt. Cu alte cuvinte, ar trebui să se cîntărească un volum cunoscut din stratul fluidizat și să se împartă greutatea la volumul considerat. Această metodă nu s-ar putea aplica decît stratului întreg, a cărui greutate este cunoscută. Totuși, nici în acest caz nu se poate determina greutatea specifică a stratului fluidizat, deoarece nu se poate stabili în mod exact înălțimea stratului fluidizat. Pentru a avea totuși o măsură aproximativă a greutății specifice, se recurge la proprietatea menționată anterior [v. a) Pierderea de presiune] unde s-a arătat că la fluidizare greutatea stratului este egală, în anumite condiții, cu forța exercitată de strat pe secțiunea aparatului de fluidizare.

Scanned with OKEN Scanner

Se folosește relația:

$$\Delta p = h\gamma_f \qquad (34)$$

în care

Δp este diferența de presiune între cele două puncte (nivele) considerate, kgf/m^2;

h — diferența de nivel între punctele considerate, m;

γ_f — greutatea specifică a stratului fluidizat, kgf/m^3, pentru calculul căreia trebuie să măsoare două mărimi: Δp și h.

Se observă că raportul $\Delta p/h$ are dimensiunile unei greutăți specifice, fără să reprezinte totuși întotdeauna o greutate specifică în sensul fizic al noțiunii. Astfel, cînd se începe suflarea gazului prin masa de pulbere se poate măsura diferența de presiune între două puncte distanțate cu h metri, însă raportul între diferența de presiune și h nu reprezintă decît pierderea de presiune a gazului datorită frecării la trecerea sa prin masa granulară, pe metrul liniar de înălțime. Dacă la fluidizare toată pierderea de presiune s-ar datora numai susținerii stratului fluidizat, ceea ce este exact valabil numai în anumite condiții, atunci raportul $\Delta p/h$ la fluidizare ar reprezenta cifric valoarea greutății specifice. S-a arătat mai sus că se recurge la această metodă pentru ușurința determinării, cu toate că este aproximativă. Aparatul necesar determinării se compune dintr-un vas de fluidizare cu placă poroasă avînd în apropiere de placă două ștuțuri distanțate la 2—3 cm unul de altul. Ștuțurile sînt plasate la baza coloanei pentru a permite măsurarea diferenței de presiune, chiar și la pulberile care au tendință spre pistonare (pistonarea începe de la o distanță oarecare de la placa de distribuție).

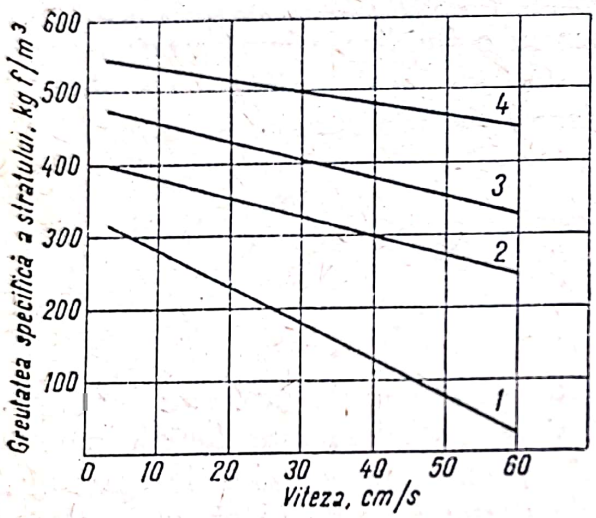


Fig. 14. Efectul caracteristicilor particulei și al vitezei gazului asupra greutății specifice a stratului fluidizat (catalizator de cracare cu 31% apă): *1*—40 μ; *2*—64 μ; *3*—87 μ; *4*—111 μ.

Efectul caracteristicilor particulelor și al vitezei gazului asupra greutății specifice a stratului fluidizat este dat în tabela 3. Pulberea folosită a fost un catalizator sintetic pentru cracare.

Reprezentarea grafică a datelor din tabela 3 (fig. 14), arată că greutatea specifică este maximă la viteze de gaz mici și descrește pro-

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 3. Greutatea specifică a stratului fluidizat

Viteza totală în m/s	Greutatea specifică, în kgf/m³, a particulelor de mărime în μ			
	40	64	87	111
0,03	340	406	474	544
0,3	222	320	405	490
0,6	160	235	337	427

Tabela 4. Greutatea specifică a stratului fluidizat

Materialul	Forma	Viscozitatea Stormer g	Viteza aerului m/s	Diametrul particulelor μ	Greutatea specifică a particulelor kgf/m³	Greutatea specifică în grămadă kgf/m³	Greutatea specifică maximă a stratului kgf/m³
Nisip	Neregulată	—	—	28	2 700	785	450
Nisip	Neregulată	—	—	34	2 700	840	500
Nisip	Neregulată	10	0,048	43	2 700	960	630
Nisip	Neregulată	13	0,030	57	2 700	1 010	760

porțional cu viteza gazului. Maximul greutății specifice se obține, bineînțeles, la viteza la care pierderea de presiune pe porțiunea considerată este maximă (de obicei cînd prin strat urcă bule mici și puțin numeroase). Descreșterea greutății specifice începînd de la acest punct este cauzată de apariția bulelor de dimensiuni mari și de creșterea numărului acestor bule.

Relația între greutatea specifică maximă a stratului și celelalte caracteristici ale particulelor, ca de pildă mărimea și greutatea lor specifică, arată că γ_f crește cu mărimea particulelor și cu greutatea lor specifică. În tabela 4 se dau rezultatele unor experiențe cu nisip.

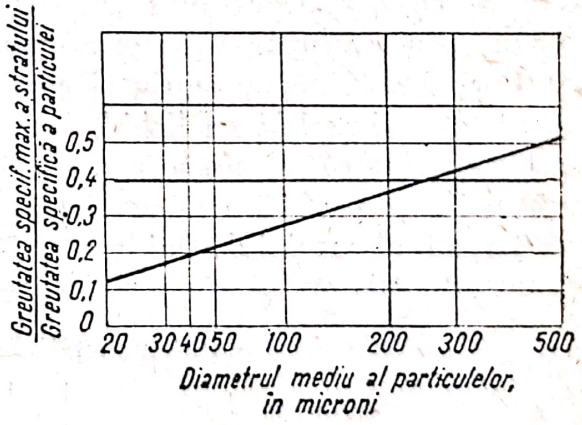


Fig. 15. Raportul greutății specifice maxime a stratului către greutatea specifică a particulei, în funcție de diametrul mediu al particulelor.

În fig. 15 se dă în ordonată raportul dintre greutatea specifică maximă a stratului și greutatea specifică a particulelor în funcție de

Scanned with OKEN Scanner

diametrul particulei exprimat în microni. Diametrul considerat este mediu, calculat după metoda mediei gravimetrice. Se observă că punctele obținute satisfac relația [4]:

$$\lg D_p = 2{,}81 \frac{\gamma_{f\,max}}{\gamma_p} + 1 \qquad (35)$$

în care:

D_p este diametrul particulei, μ ;

$\gamma_{f\,max}$ — greutatea specifică maximă a stratului fluidizat;

γ_p — greutatea specifică a particulelor.

Această relație este valabilă și la un amestec de particule de diferite mărimi, de exemplu cu diametrul 45—200 μ și probabil că se aplică și într-un domeniu mai larg. Relația (35) este foarte utilă deoarece din două mărimi foarte ușor de determinat (D_p și γ_p) se poate calcula greutatea specifică maximă a stratului fluidizat. Totuși pentru microsfere relația (35) nu dă rezultate satisfăcătoare, probabil din cauza tendinței lor, mai mare decît la particulele de formă neregulată, de a forma aglomerate.

La fluidizarea turbulentă variațiile de greutate specifică sînt statistic nule în toate punctele stratului considerat. Aceasta se datorește trecerii inegale a bulelor prin volumul dat. Greutatea specifică a stratului fluidizat liniștit este variabilă în înălțime și anume, păstrează valori diferite în funcție de înălțime, valori care rămîn constante în timp. Determinarea greutății specifice a stratului fluidizat la diferite adîncimi se poate face cu ajutorul dispozitivului din fig. 58 Acesta este format dintr-un tub metalic îndoit: unul din capete se termină cu o priză de presiune laterală pentru luarea presiunii statice (vîrful fiind astupat sub forma unui corp semi-rotund), iar celălalt capăt culisează pe un stativ și este legat cu un tub de cauciuc la un manometru de sticlă cu lichid. Întreg dispozitivul formează de fapt o sondă cu ajutorul căreia se poate măsura presiunea la diferite nivele în stratul fluidizat, fără a fi nevoie de numeroase ștuțuri sudate pe peretele lateral al vasului de fluidizare. Dacă se alege de exemplu diametrul vasului de 40 mm și diametrul exterior al sondei de 4 mm, prezența

Tabela 5. Greutatea specifică a stratului fluidizat liniștit

Nivelul considerat (de la sită în sus) cm	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Greutatea specifică corespunzătoare kgf/m³ · 10⁻³	0,8	0,8	1,1	1,2	1,6	1,6	1,6	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2

sondei în stratul fluidizat nu alterează caracteristicile fluidizării. În tabela 5 se dau rezultatele obținute cu o pulbere de marmură fină (100 μ) într-un tub de fluidizare de 40 mm diametru.

Scanned with OKEN Scanner

Se observă că rezultatele sînt oarecum neașteptate în sensul că la fluidizarea liniștită pulberea de la fund nu este bine fluidizată și deci ar trebui ca greutățile specifice obținute la fund să fie mai mari. Dacă se ține însă seama de considerațiile expuse mai înainte referitoare la faptul că nu orice raport între pierderea de presiune și distanță reprezintă o greutate specifică reală, se poate înțelege că la fund solidul formează de fapt un strat fix. În acest strat pierderea de presiune raportată la distanță reprezintă o pierdere prin frecare pe unitatea de lungime, pierdere care este mai mică decît aceea necesară susținerii stratului fluidizat.

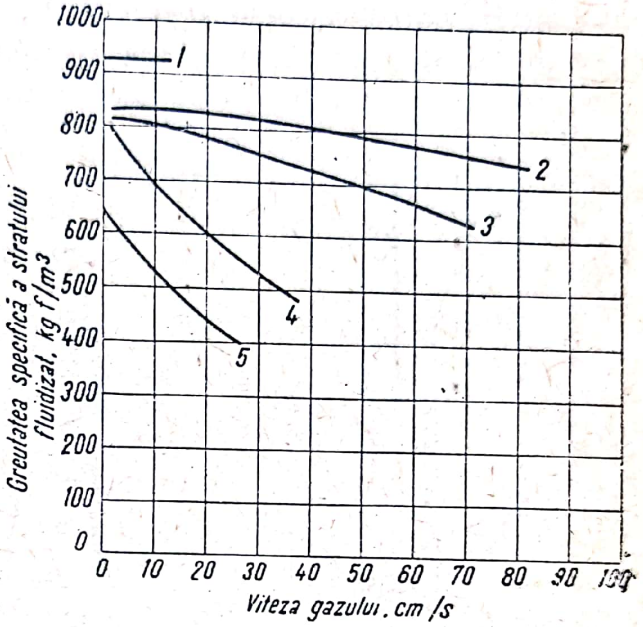


Fig. 16. Efectul greutății specifice a gazului asupra greutății specifice a stratului fluidizat:

1 — greutatea specifică a stratului așezat; *2* — curba corespunzătoare heliului la circa 0,2 ats; *3* — idem la 6,5 ats; *4* — azot la circa 14 ats; *5* — idem la circa 72 ats

Prin creșterea greutății specifice a gazului, determinată nu atît de schimbarea gazului cît mai ales de mărimea presiunii aceluiași gaz, se constată că greutatea specifică a stratului scade foarte mult. Ilustrarea acestei constatări se găsește în fig. 16.

c) **Viscozitatea stratului fluidizat.** Dacă se studiază trecerea unui gaz printr-un lichid conținut într-un tub subțire și înalt se observă că la lichidele cu viscozitate mică gazul trece sub formă de bule mici, bine distribuite, iar la lichidele cu viscozitate mai mare gazul fragmentează lichidul formînd alternativ straturi de gaz și de lichid. Prin urmare, în ultimul caz, gazul înaintează sub forma unor bule mari, unice, care ocupă întreaga secțiune a tubului. Din cele arătate mai sus, rezultă că primul caz este analog cu fluidizarea pulberilor ușoare formate din particule de dimensiuni mici, iar al doilea, cu fluidizarea pulberilor formate din particule mari și grele care prezintă fenomenul de pistonare. Această analogie face să se ia în considerare și viscozitatea stratului fluidizat, care de fapt, așa cum este măsurată [4], nu reprezintă o viscozitate obișnuită în sensul că pe lîngă forțele de forfecare ea înglobează și accelerația maselor (viscozitate Stormer). Totuși, ea poate fi transformată în viscozitate dinamică pe baza unor măsurări etalon cu uleiuri minerale de viscozități cunoscute.

Scanned with OKEN Scanner

Studiul acestei viscozităţi s-a dovedit util prin faptul că ea a putut fi corelată de parametrii de curgere permiţînd, prin cunoaşterea sa, prezicerea comportării la curgere a diferitelor sisteme fluidizate.

Determinarea viscozităţii se face cu o paletă de bronz care se roteşte în strat. Se determină greutatea necesară, în grame, pentru ca paleta să se rotească cu 200 turaţii pe minut. Această valoare se corectează

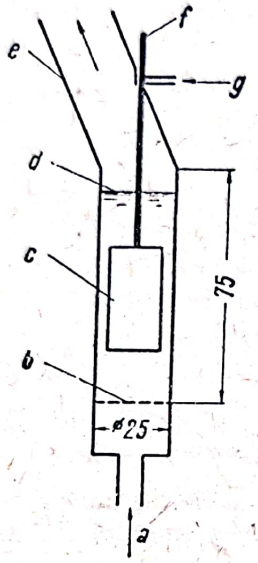


Fig. 17. Aparat pentru determinarea viscozităţii stratului fluidizat:

a — intrarea aerului; *b* — placă perforată; *c* — vîslă de aramă de 37×17×15 mm; *d* — nivelul stratului fluidizat; *e* — tub înclinat lung pentru captarea şi reîntoarcerea prafului antrenat; *f* — spre viscozimetrul Stormer; *g* — jet de aer.

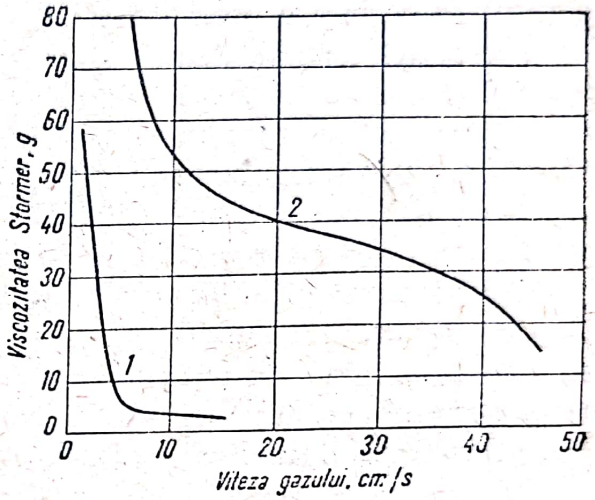


Fig. 18. Viscozitatea Stormer în funcţie de viteza gazului:

1 — curba pentru particule de 117 microni; *2* — curba pentru particule de 298 microni.

cu greutatea necesară ca paleta să se rotească cu aceeaşi viteză în aer. Aparatul este schiţat în fig. 17. După cum era de aşteptat, greutatea necesară rotirii paletei este o funcţie de viteza gazului. Forţa necesară rotirii într-un strat fix este foarte mare însă scade brusc prin suflarea aerului (fig. 18). Această scădere este mai pronunţată la particulele mici. De la o anumită viteză forţa devine practic independentă de viteza gazului. De aici reiese că şi unghiul taluzului natural al pulberii scade, devenind nul la fluidizare completă, analog cu lichidele reale. Wilhelm şi Kwauk au arătat că anularea acestui unghi are loc mai repede şi mai complet la fluidizarea cu lichide, spre deosebire de fluidizarea cu gaze.

Viscozitatea stratului fluidizat se defineşte ca greutatea netă în grame, determinată cu o viteză totală a aerului prin strat puţin mai mare decît aceea la care forţa devine independentă de viteza aerului. Viscozitatea Stormer, la particule cu un spectru granulometric îngust, creşte cu mărimea şi greutatea specifică a particulelor. Viscozitatea

Scanned with OKEN Scanner

mare a nisipului este o consecință a greutății sale specifice mari (fig. 19).

Se observă de asemenea că la același material particulele de formă sferică conduc la viscozități mai mari și s-ar putea ca explicația acestui fenomen să rezide în proprietatea particulelor sferice de a sta mai apropiate unele de altele. Pe de altă parte se constată că procente mici de material mai fin scad simțitor viscozitatea particulelor mari. Acest efect este valabil pînă la o concentrație de circa 30%, peste care efectul devine mai puțin vizibil. Concomitent, pot fi adăugate cantități relativ mari de material cu granulație mare la unul cu granulație mică fără să se observe un efect marcant. În felul acesta se explică de ce o cantitate de material fin adăugată (sau sustrasă) masei de catalizator din reactoarele industriale de cracare în strat fluidizat influențează atît de puternic caracteristicile de curgere ale stratului fluidizat. Este probabil că particulele fine adăugate îndepărtează pe cele grosolane unele de altele și le feresc de șocuri.

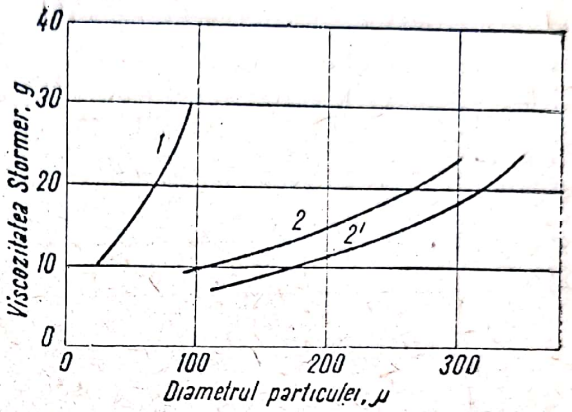


Fig. 19. Viscozitatea Stormer în funcție de diametrul particulei:

1 — curba pentru nisip neregulat, gr. specifică a particulei de 2 800 kgf/m³; *2* — curba pentru un catalizator cu particule sferice; *2'* — idem cu particule neregulate.

În mod teoretic se poate spune că viscozitatea Stormer este o funcție de volumul în care particulele se pot mișca liber. Volumul ocupat de bulele de gaz nu poate fi considerat avantajos pentru particule, deoarece bulele conțin puțin solid. În consecință, volumul optim pentru mișcarea particulelor depinde în primul rînd de expansiunea inițială a stratului din starea de repaus. Expansiunea se poate calcula din greutatea specifică în grămadă a solidului și greutatea specifică maximă a stratului fluidizat:

$$\text{Expansiunea, } \% = \left(\frac{\gamma'}{\gamma_{f\,max}} - 1\right) 100 \qquad (36)$$

în care:

γ' este greutatea specifică în grămadă (în stare așezată);

$\gamma_{f\,max}$ — greutatea specifică maximă a stratului fluidizat.

Fig. 20 ilustrează corelația care există între expansiune și viscozitatea Stormer. Curba este satisfăcătoare dacă se ia în considerare marea varietate în mărime și formă a particulelor solide încercate.

Scanned with OKEN Scanner

Prin studiul viscozității se pot găsi condițiile care să nu dea naștere la pistonare. Se știe că pistonarea depinde de raportul dintre înălțimea stratului și diametrul său. Raportul critic h/D_t pentru diverse sisteme se determină în felul următor. Se supune un strat de solid, cu un raport h/D_t în stare așezată de cel puțin 20/1, unei fluidizări gradate pînă cînd pistonarea a ajuns la un maximum. Se observă că pistonarea

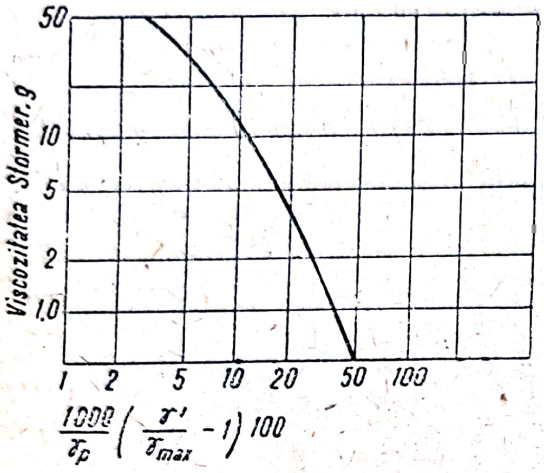


Fig. 20. Viscozitatea Stormer în funcție de factorul $\left(\frac{\gamma'}{\gamma_{max}}-1\right)\frac{1\,000}{\gamma_p}\,100$

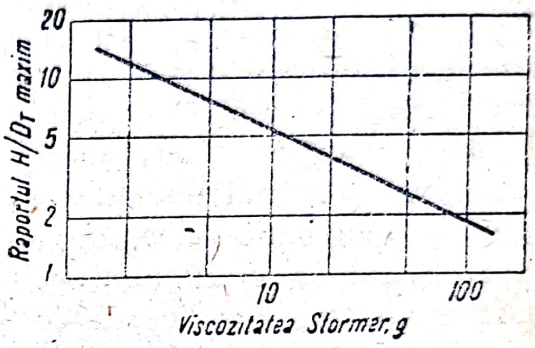


Fig. 21. Raportul h/D_t în funcție de viscozitatea Stormer

începe de la o anumită distanță de la placa de distribuție. Această distanță se consideră ca reprezentînd înălțimea maximă a stratului care poate fi fluidizat fără pistonare în condițiile respective. Înălțimea măsurată către diametrul tubului este definită ca raportul critic h/D_t pentru cazul dat. După cum era de așteptat, tendința la pistonare a unui solid crește cu viscozitatea (fig. 21).

Viscozitatea straturilor fluidizate comune este de același ordin de mărime cu a lichidelor obișnuite (4—100 cP) reieșind și de aici analogia stratului fluidizat cu lichidele adevărate.

d) **Fracția de goluri și expansiunea stratului.** Fracția de goluri ε (volumul golurilor către volumul total) este o caracteristică importantă care apare în mai multe corelații între parametrii de care depinde fluidizarea. Ea se poate determina cunoscînd înălțimea stratului fluidizat. La fluidizarea liniștită această înălțime se poate măsura ușor. La fluidizarea turbulentă, suprafața de delimitare a stratului nu este netă și nici stabilă. Din această cauză înălțimea stratului se obține indirect prin măsurarea presiunii statice la diferite nivele în tub (în strat și deasupra acestuia). Curba obținută, avînd presiunea în abscisă și înălțimea în ordonată, este formată dintr-o porțiune liniară crescătoare, care reprezintă variația presiunii în stratul fluidizat și o a doua porțiune formată dintr-o linie dreaptă paralelă cu axa ordonatelor.

Scanned with OKEN Scanner

Ordonata intersecției acestor două drepte reprezintă înălțimea căutată a stratului. Din această înălțime se calculează fracția de goluri, cunoscînd volumul ocupat de solid.

La viteze mici fracția de goluri este mică corespunzînd în esență golurilor dintr-un strat fix. Variația fracției de goluri în funcție de viteză este redată în diagrama din fig. 22 [12] și este o funcție liniară în coordonate logaritmice. Dreptele din această diagramă extrapolate la o valoare a fracțiunii de goluri egală cu unitatea (adică o stare extrem de afînată) dau o viteză apropiată de viteza de cădere liberă pentru o singură sferă (la sferele mai mari). La amestecuri de particule, relația rămîne valabilă dacă se calculează viteza de cădere liberă pentru un diametru mediu stabilit după formula:

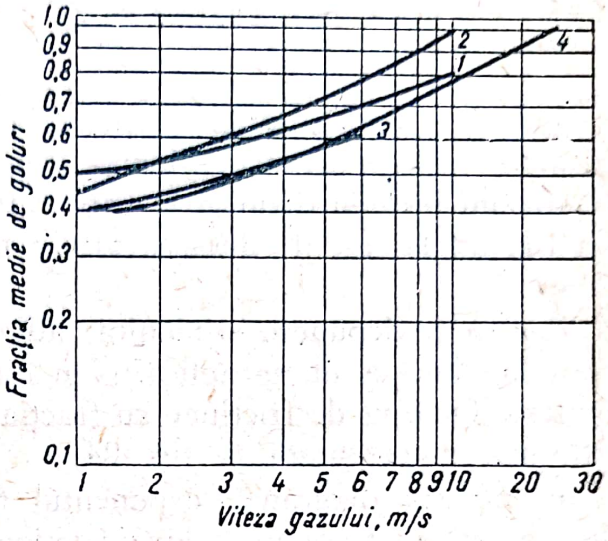


Fig. 22. Fracția medie de goluri în funcție de viteza gazului:
1 — D_p=0,1 mm, D_T=62 mm; *2* — D_p=0,15 mm, D_T=62 mm; *3* — D_p=0,15 mm, D_T=112 mm; *4* — D_p=0,37 mm, D_T=62 mm.

$$D_{p_m} = \frac{1}{\sum \frac{W_i}{D_i}} \qquad (37)$$

în care:

D_{p_m} este diametrul mediu, m;
W_i — fracția în greutate, fără dimensiuni;
D_i — diametrul fracțiunii, m.

Alt mod de evaluare a fracției de goluri se bazează pe o corelație între aceasta și coeficientul de rezistență. Pentru regiuni care nu se supun legii lui Stockes coeficientul de rezistență pntru o singură sferă este:

$$\zeta_1 = \frac{4_g D_p (\gamma_p - \gamma_F)}{3 v_0^2 \gamma_F} \qquad (38)$$

în care:

g este accelerația pămîntească, m/s^2;
D_p — diametrul particulei, m;
γ_p — greutatea specifică a particulei solide, în kgf/m^3;
v_0 — viteza fictivă a gazului, m/s;
γ_F — greutatea specifică a fluidului, kgf/m^3.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru regiunile care se supun legii lui Stockes coeficientul de rezistență este dat de relația:

$$\zeta_2 = \frac{24\,\eta_F\, g}{\gamma_F\, v_0\, D_p} \tag{39}$$

Există o relație între raportul ζ_2/ζ_1 și fracția de goluri, ambele calculate pentru aceeași valoare a numărului lui Reynold (fig. 23). Relația nu include cazurile la care extrapolarea efectuată pe diagrama din fig. 22 la $\varepsilon = 1$ duce la viteze mai mari decît viteza de cădere liberă.

Pentru o depunere stînjenită, adică tocmai cazul fluidizării, cînd legea lui Stockes nu se aplică, s-au făcut multe cercetări. Dacă se înmulțește factorul de fricțiune cu fracția de goluri la o putere, se obține diagrama reprezentată în fig. 24.

În această diagramă, exponentul fracției de goluri este 4,65, cu alte cuvinte se trece în ordonată valoarea:

$$\zeta_1 \varepsilon^{4,65} = \frac{4g\, D_p\, (\gamma_p - \gamma_F)}{3\, v_0^2\, \gamma_F}\, \varepsilon^{4,65} \tag{40}$$

corespunzătoare în abscisă valorii criteriului lui Reynold Re_p. Relația a fost stabilită folosind aerul drept gaz de fluidizare și sferule de sticlă cu un diametru uniform, drept pulbere. La valori mici ale lui Re_p curba se suprapune peste aceea care reprezintă legea lui Stockes. Dacă se cunosc viteza gazului, mărimea și greutatea specifică a particulelor, se poate calcula Re_p și coeficientul de rezistență. Din diagramă se poate deduce fracția de goluri, respectiv greutatea specifică a stratului fluidizat. Studiind aceeași diagramă, se pot trage concluzii și asupra vitezei de fluidizare. Rezultă că în domeniul numerelor Re mici viteza de fluidizare este direct proporțională cu:

— pătratul diametrului particulelor;

— diferența între densitatea solidului și a fluidului, diferență care se aproximează de obicei cu densitatea solidului, cînd fluidul este gaz;

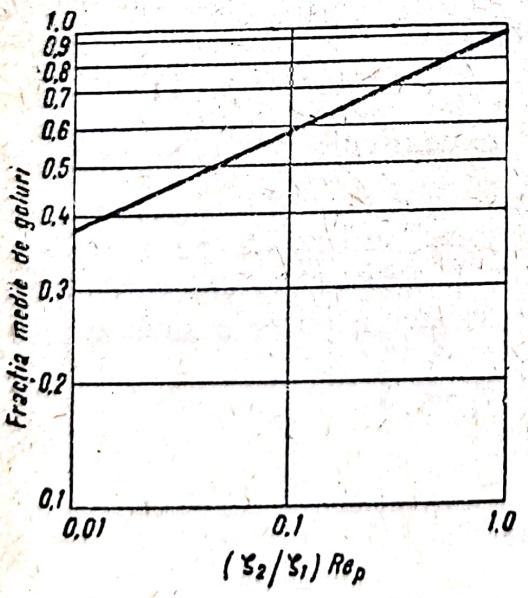


Fig. 23. Fracția medie de goluri în funcție de ζ_2/ζ_1 (ambele calculate la același Reynold) (curba are panta 0,215).

— fracția de goluri la puterea 4,65 și invers proporțională cu viscozitatea fluidului.

La valori mai mari ale lui Re_p cînd panta curbei descrește, viteza necesară pentru fluidizare este proporțională cu diametrul particulei la o putere cuprinsă între 1 și 2 și cu densitatea solidului la o putere mai mică decît unitatea și invers proporțională cu o putere fracționară a viscozității și a greutății specifice a fluidului. În această regiune apare turbulența iar susținerea particulelor nu se mai datorește unei simple împingeri viscoase.

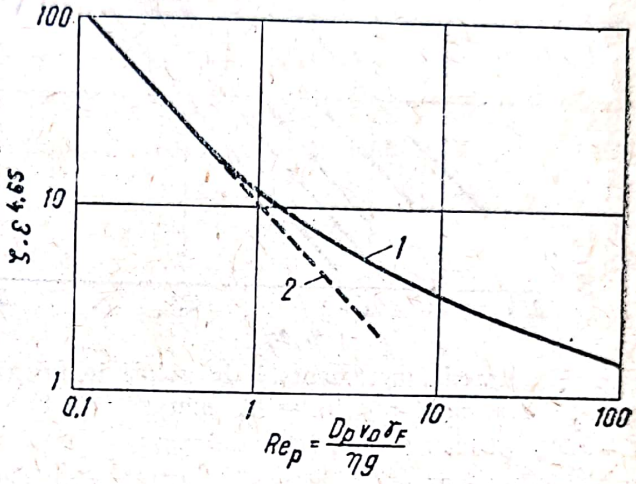


Fig. 24. Viteza de fluidizare în funcție de fracția de goluri:
1 — curba corespunzătoare fluidizării; *2* — curba corespunzătoare legii lui Stockes.

În ceea ce privește efectul greutății specifice se observă că pentru prima porțiune a curbei, greutatea specifică a gazului se simplifică și dispare din formulă, fapt care este în concordanță cu ceea ce s-a afirmat mai înainte cu privire la proprietățile gazului care influențează viteza de fluidizare. Rezultă că pentru obținerea fluidizării unui solid dat, în vid sau la presiuni mari este nevoie de aceeași viteză liniară a gazului. Totuși există o limită: la presiuni foarte mari densitatea mărită a gazului va provoca o creștere a criteriului lui Reynold, rezultînd o deplasare a fenomenului pe porțiunea neliniară a curbei, unde viteza de fluidizare devine invers proporțională cu densitatea gazului. De asemenea, la presiuni mari, factorul $(\gamma_p - \gamma_F)$ din relația (40) nu va mai fi egal cu γ_p deoarece greutatea specifică a fluidului devine destul de mare ca să exercite, în virtutea principiului lui Arhimede, o acțiune de ușurare asupra solidului.

O altă diagramă ajutătoare (fig. 25) corelează fracția incrementală de goluri $1 - \frac{h_l}{h}$ de $v_e = v - v_l$. Se observă că se obține (în diagramă logaritmică) o serie de linii drepte, relativ independente de raportul h_l/D_T. S-a notat cu:

h_l = înălțimea stratului în stare liniștită, m;
h = înălțimea stratului fluidizat, corespunzător vitezei v, m;
v_e = incrementul de viteză de la fluidizarea liniștită la fluidizarea de regim, m/s;
v_l = viteza fictivă a fluidului în condiții liniștite, m/s;
v = viteza fictivă de regim, m/s.

La început dreptele au o pantă aproximativ egală cu unitatea. La viteze mai mari relația liniară nu se mai menține. Aceste curbe pot fi unificate într-una singură dacă se introduce diametrul la puterea

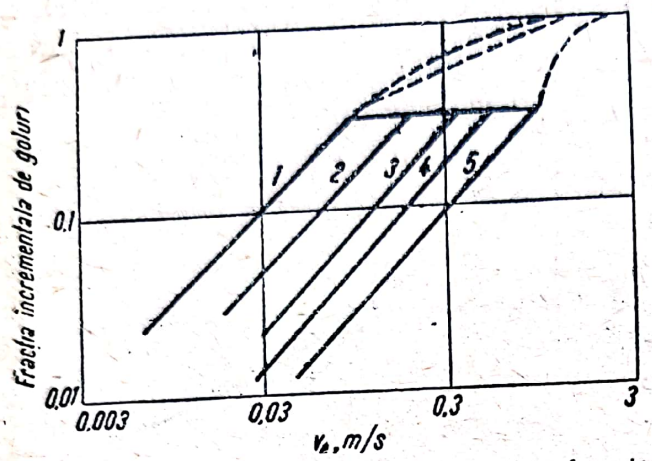


Fig. 25. Fracția incrementală de goluri în funcție de v_e (diametrul tubului = 62 mm și 112 mm): *1* — D_p=0,1 mm; *2* — D_p= 0,15 mm; *3* — D_p= =0,28 mm; *4* — D_p=0,45 mm; *5* — D_p=0,55 mm.

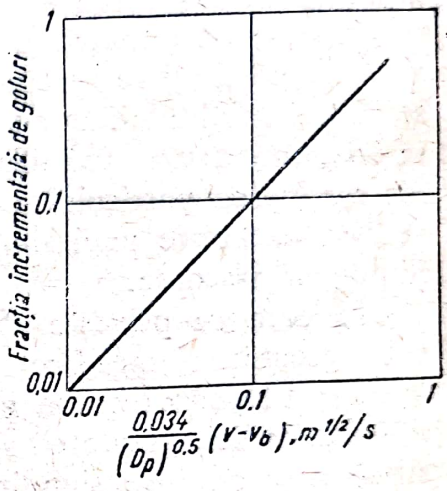


Fig. 26. Unificarea curbelor din fig. 25.

0,5. Se obține corelația ilustrată în fig. 26, în care D_p este exprimat în m și v în m/s. Particulele foarte mici nu dau valori concordante cu cele mari.

Expansiunea stratului între două situații, inițială și finală, care se definește ca raportul între creșterea de volum către volumul inițial se poate calcula cu ajutorul fracției de goluri în felul următor:

$$\text{Expansiunea} = \frac{\varepsilon_2 - \varepsilon_1}{1 - \varepsilon_2} \qquad (41)$$

în care:

ε_1 este fracția de goluri în starea inițială (care poate fi stratul fix sau fluidizat);

ε_2 — fracția de goluri în starea finală.

3. Amestecarea fazelor în stratul fluidizat

Amestecarea în faza gazoasă, respectiv solidă, în stratul fluidizat, constituie o problemă de curgere cu urmări foarte importante la fluidizare bună un amestec perfect care exclude posibilitatea conducerii fluidizare bună un amestec perfect care exclude posibilitatea conducerii procesului în contracurent cu un singur strat fluidizat. Amestecarea

particulelor solide a fost studiată [13] prin măsurarea transmisiei de căldură sau prin alte metode [12']. De amestecarea perfectă sînt legate aproape toate proprietățile stratului fluidizat și contracurentul nu poate fi obținut decît parțial prin artificiul folosirii stratelor fluidizate etajate. Amestecarea gazului este însă nedorită în toate cazurile, deoarece ea nu contribuie la îmbunătățirea calității fluidizării, provocînd în schimb amestecarea reactanților cu produsele de reacție și făcînd necesare, din această cauză, spații de reacție mai mari pentru aceeași conversie. Gazul nu se amestecă lateral însă amestecul înapoi („back-mixing") este cu atît mai intens cu cît crește diametrul reactorului. Fenomenul împiedicării amestecării gazelor este legat, după unii, de turbulența solidului care ar duce cu sine și o parte din atmosfera care îl înconjoară. Această explicație nu pare însă verosimilă deoarece în acest caz ar trebui să existe și o amestecare în sens orizontal. Problema este foarte importantă și s-au făcut încercări pentru eliminarea întoarcerii gazului însă nu s-a ajuns pînă acum la rezultate concludente. Încercările făcute în tehnică în această direcție sînt expuse la capitolul „Aplicațiile fluidizării în tehnică". Încercările de laborator [13] au fost efectuate prin întrebuințarea tehnicii gazului trasor. S-a găsit o amestecare a gazului neglijabilă la reactoare de dimensiuni mici. Amestecarea agentului fluidizant la fluidizarea cu lichide a fost studiată de Travinski [13'] introducînd acid printr-o capilară fină, în centrul unui strat fluidizat cu apă și măsurînd apoi concentrația în acid în diverse puncte ale stratului prin măsurarea conductibilității electrice. Se obțin curbe de repartiție în formă de clopot care duc la concluzia că în domeniul studiat amestecarea nu este mai mare decît la un strat fix.

4. Elutrierea și sortarea granulometrică

În literatura de specialitate în domeniul fluidizării apar termenii „elutriere" și „clasificare" pentru exprimarea a două fenomene înrudite. Aceste fenomene, deși înrudite, au însă semnificații deosebite și tehnica fluidizării le consideră separat. În stratul fluidizat particulele solide nu sînt de obicei de aceeași mărime. Există o gamă întreagă de granulații. Viteza gazului este însă aceeași în lungul tubului. Din această cauză se pot ivi două situații: 1) viteza gazului este suficientă ca să fluidizeze particulele mai fine în timp ce particulele mai mari fie că fluidizează mai slab la baza stratului, fie că nu fluidizează de loc, servind drept corpuri pentru distribuția aerului și 2) viteza gazului este suficientă pentru fluidizarea turbulentă a celor mai mari

Scanned with OKEN Scanner

particule din strat și atunci o parte din particulele mai fine nu mai pot să rămînă în strat fiind antrenate de curentul de gaz. Dacă viteza de fluidizare are o valoare intermediară, se va observa o grupare a particulelor în diferite zone orizontale fluidizate, fenomenul fiind însoțit de o antrenare moderată. Prin elutriere se înțelege uneori numai primul fenomen, adică antrenarea din strat a particulelor mai fine și alteori, așezarea particulelor în strat după mărimea lor. Unii autori înțeleg să numească elutriere sau clasificare fenomenul de așezare a particulelor după mărimea lor. În lucrarea de față se va conveni să se numească elutriere, antrenarea particulelor fine din strat și clasificare, sortare sau triere granulometrică prin fluidizare, fenomenul de așezare pe zone a particulelor în stratul fluidizat.

Fenomenul elutrierii este numit în mod obișnuit și antrenare. Primul termen se referă mai curent la stratul fluidizat (antrenarea fiind prezentă și la transportul pneumatic). Elutrierea constituie un fenomen foarte important deoarece de multe ori economicitatea unei instalații de fluidizare depinde de cantitatea elutriată și de eficacitatea cicloanelor care trebuie să separe și să întoarcă în strat sau în buncăre pulberea elutriată. Dacă se cunosc legile de elutriere, cicloanele vor avea mai puțin de separat și se știe că eficacitatea lor, ca de fapt a tuturor dispozitivelor de separare a pulberilor din gaze, depinde într-o măsură foarte mare de încărcarea lor. În general, o fluidizare de calitate înseamnă și o elutriere redusă. Elutrierea nu poate fi însă anulată în condițiile unei fluidizării bune turbulente la un strat polidispers. Amestecul este polidispers fie de la început, fie în cursul fluidizării, deoarece în strat are loc o sfărîmare datorită: 1) variației de temperatură cînd pulberea este circulată între două fluidizatoare cu temperaturi diferite; 2) schimbării în compoziția catalizatorului; 3) sfărîmării provocate de forțele mecanice. Cunoscînd legile care guvernează elutrierea se poate lucra astfel încît să nu se supraîncarce cicloanele, sau, se poate prevedea prin calcul debitul de elutriere, iar cicloanele se proiectează în consecință. Cîteodată însă elutrierea este un fenomen dorit și aplicat în industrie. În acest caz se urmărește să se elimine particulele fine dintr-un amestec. În cap. „Aplicațiile fluidizării în tehnică“ se arată utilizarea acestui fenomen la arderea varului.

Se știe că particulele de solid din stratul fluidizat nu se supun legii lui Stockes cu toate că au un diametru de $\sim 100\mu$, care constituie limita sub care se aplică legea. Observația a fost scoasă în evidență în acest capitol și explică posibilitatea formării unui strat de solid cu o concentrație atît de mare la viteze care de fapt ar trebui să antreneze particulele și să le scoată afară din strat. Cu alte cuvinte, stratul

Scanned with OKEN Scanner

fluidizat are proprietatea de a reține particulele fine. Fenomenul a fost studiat de Max Leva [14] și experiențele au fost efectuate cu straturi fluidizate formate dintr-un component cu diametrul D_p mai mare și altul cu diametrul D_p mai mic. Rezultatele arată că debitul de elutriere poate fi exprimat printr-o ecuație care este identică cu ecuația reacțiilor chimice de ordinul I și că în felul acesta se pot calcula constantele de debit. Se arată de asemenea că aceste constante sînt legate de viteza liniară a gazului, mărimea constituentului mare și a celui mic, greutatea specifică a materialului solid și înălțimea stratului. Viteza gazului este asimilată cu temperatura din cazul reacțiilor (ca forță de acționare) și rezultă o analogie între stratul fluidizat și soluții. Analogia a putut fi împinsă și mai departe prin găsirea unei relații între concentrația în fază densă și cea în faza diluată a componentului format din particule mai mici. Această relație reprezintă o formă modificată a legii lui Henry.

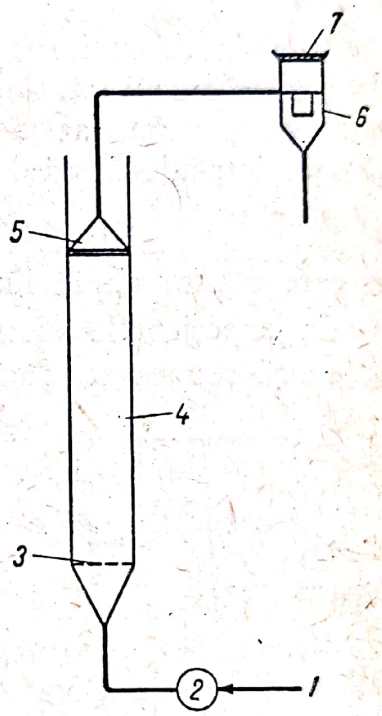


Fig. 27. Aparat pentru studiul elutrierii:

1 — intrarea aerului; *2* — rotametru; *3* — placă poroasă; *4* — corpul fluidizatorului (h=1,20 m); *5* — pîlnie răsturnată mobilă etanșată cu un inel de cauciuc; *6* — ciclon; *7* — filtru

Aparatul în care s-au obținut aceste rezultate este foarte simplu și este reprezentat în fig. 27. Modul de lucru constă în prepararea unui amestec de particule afară din vas și apoi fluidizarea lui în aparat. La început se fluidizează cu o turbulență mare pentru omogenizarea amestecului și apoi se efectuează fluidizări normale. Modul de lucru este discontinuu, în sensul că pulberea nu este reîmprospătată în vas pînă la sfîrșitul unei experiențe. Măsurătorile constau în cîntărirea substanței din vas (component mare și component mic) și apoi cîntărirea substanței elutriate care ajunge în ciclon și filtru. La sfîrșitul experiențelor se calculează bilanțul de materiale și se face o analiză granulometrică. Leva a găsit 98% din material și nici o schimbare în spectrul granulometric al acestuia. Experiențele au arătat că porțiunea goală de tub are efect asupra rezultatelor: la 12 cm deasupra stratului mai există încă un gradient de concentrație. La o distanță de 30 cm efectul acesta este nul. Rezultatele găsite pot fi exprimate prin legea:

$$c = c_0 e^{-2{,}303\, k\theta} \qquad (42)$$

în care:

c este concentrația componentului mic în strat la timpul θ, %;

c_0 — concentrația componentului mic în strat la timpul zero, %;

e — baza logaritmilor nturali;

k — constanta de viteză de elutriere;

θ — timpul.

Ecuația de mai sus este de fapt legea reacțiilor de ordinul I și deci k ar trebui să fie forța de acționare, care la reacțiile chimice este temperatura, iar la ecuația elutrierii, viteza liniară a gazului. Se găsește într-adevăr că:

$$k = k' v^4 \qquad (43)$$

în care v este viteza liniară a gazului și k' o constantă.

În experiențele efectuate s-a stabilit că adîncimea stratului are influență asupra rezultatelor, fapt care s-ar explica prin aceea că la straturile mai înalte ar exista un mic gradient de concentrație și că ar trebui un timp mai lung ca să se formeze la suprafața stratului o concentrație de component fin pentru a avea loc elutrierea acestuia. De asemenea s-a stabilit că mărimea componentului mare nu constituie o variabilă importantă. Efectul componentului fin este însă foarte important.

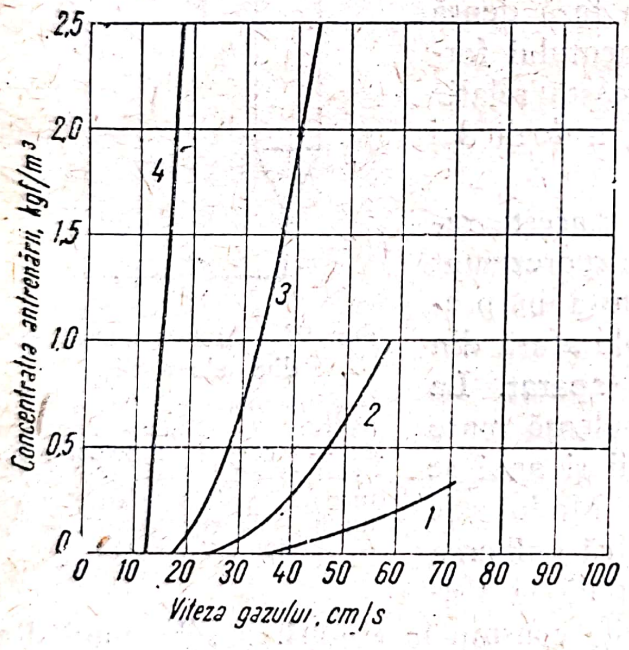


Fig. 28. Efectul densității gazului asupra elutrierii:

Granulația stratului: 75—85 microni; *1* — gazul la presiunea atmosferică; *2* — idem la 3,5 ats; *3* — idem la 14,3 ats; *4* — idem la 71 ats.

Corelația între concentrația în fază densă și cea în fază diluată este asemănătoare, după cum s-a menționat, cu echilibrul fazelor lichid — vapori guvernat de legea lui Henry, în care faza lichidă ar fi asimilată cu cea densă iar faza de vapori cu cea diluată. Solventul ar fi constituit din componentul mare, iar gazul dizolvat din componentul fin. Deosebirea față de soluțiile reale constă în aceea că la concentrație zero în faza diluată nu corespunde concentrația zero în faza densă, ci o concentrație mică. Acest fapt își găsește aplicație la întrebuințarea stratului fluidizat

Scanned with OKEN Scanner

pentru reținerea completă a ceților foarte fine, de exemplu de acid sulfuric.

Efectul altor variabile asupra elutrierii, ca viscozitatea și greutatea specifică a gazului și mărimea particulelor din strat, este pus în evidență de alți cercetători [15]. Aceștia iau măsuri eficace împotriva electrizării, care ar altera rezultatele, prin umezirea gazului, utilizarea unui aparat de alamă legat la pămînt, a vitezelor de gaz mici etc. Efectul densității gazului este foarte important și este ilustrat în fig. 28. La densități mici ale gazului (variația densității este obținută prin întrebuințarea aceluiași gaz la presiuni diferite) antrenarea rămîne mică pînă cînd viteza gazului întrece de 2—3 ori viteza ce rezultă din legea lui Stockes, în timp ce la presiuni mai mari, de ordinul a 68 at, antrenarea crește foarte repede imediat ce viteza rezultată din legea lui Stockes este depășită. Tot din aceste curbe se poate deduce atît cantitatea de solid ce trebuie recuperată din gazele de ieșire cît și alimentarea cu solid minimă necesară pentru menținerea unui strat fluidizat în anumite condiții de lucru.

5. Similitudinea hidrodinamică a stratului fluidizat

În literatura sovietică [16] hidrodinamica stratului fluidizat este studiată și din punct de vedere al teoriei analizei dimensionale. Se arată că fenomenul fluidizării poate fi reprezentat printr-o relație funcțională generală între următoarele 10 mărimi fizice: viteza de mișcare a agentului de fluidizare (v), greutatea specifică a acestuia (γ_F), greutatea specifică a solidului supus fluidizării (γ_p), viscozitatea agentului de fluidizare (η), pierderea de presiune a agentului de fluidizare prin strat (ΔP), dimensiunea particulelor fluidizate (D_p), diametrul reactorului(D_T), înălțimea stratului de particule solide în stare neexpandantă (h_0), înălțimea stratului de particule în stare fluidizată (h) și accelerația pămîntească (g). Relația între aceste 10 mărimi ($n=10$) care caracterizează fenomenul de fluidizare se exprimă în forma sa generală prin ecuația:

$$f(v,\ \gamma_F,\ \gamma_p,\ \eta,\ \Delta P,\ D_p,\ D_T,\ h_0,\ h,\ g)=0 \qquad (44)$$

Avînd în vedere că toate aceste mărimi se pot exprima prin trei dimensiuni fundamentale (L—lungime, F—forță, T—timp) urmează că pe baza teoremei π există un număr de grupuri nedimensionale egal cu $n - m = 10 - 3 = 7$ și deci relația funcțională de mai sus poate fi înlocuită prin funcția:

$$\varphi(\pi_1,\ \pi_2,\ \pi_3,\ \pi_4,\ \pi_5,\ \pi_6,\ \pi_7)=0 \qquad (45)$$

Scanned with OKEN Scanner

unde $\pi_1 \ldots \pi_7$ sînt grupuri nedimensionale (criterii sau simplexuri de similitudine). Pentru stabilirea relației de interdependență dintre cele 7 criterii și simplexuri de similitudine, s-a considerat formarea stratului fluidizat ca un fenomen complex compus din cel puțin trei procese care se suprapun simultan. Primul proces constă din curgerea agentului de fluidizare printr-un strat granular și poate fi reprezentat prin următoarea ecuație criterială [17]:

$$\mathrm{Eu} = C\,\mathrm{Re}^n G_1^p G_2^r \tag{46}$$

în care:

Eu = $\Delta P g / \gamma_F v^2$ este criteriul lui Euler;
C — coeficient nedimensional;
G_1 — criteriu de similitudine geometric;
G_2 — criteriu de similitudine geometric;
Re — criteriul lui Reynold;
n,p,r — exponenți care depind de valoarea lui Re.

Pentru Re > 7, deci peste limita de trecere între domeniul laminar și cel turbulent, $n = -0{,}2$.

Al doiela proces clementar care compune fenomenul de fluidizare este creșterea înălțimii stratului de la valoarea inițială h_0 la valoarea h. Ecuația criterială caracteristică pentru acest proces este:

$$\mathrm{Re} = C_2\,\mathrm{Ar}^{0,5} G_2^{1/3} \tag{47}$$

în care:

C_2 este coeficient nedimensional;
G_2, Re — ca mai sus;
Ar — criteriul lui Arhimede definit prin relația:

$$\mathrm{Ar} = \frac{D_p^3 \gamma_F^2}{\eta^2 g} \cdot \frac{\gamma_p - \gamma_F}{\gamma_F}$$

Al treilea proces elementar care compune fenomenul de fluidizare este procesul menținerii stratului expandat la înălțimea atinsă. Acest proces se reprezintă prin ecuația:

$$\mathrm{Re} = C_3\,\mathrm{Ar}^{0,5} G_3^{1/3} \tag{48}$$

în care:

C_3 este un coeficient nedimensional;
Re, Ar — ca mai sus;
$G_3 = h/D_T$, criteriu de similitudine geometric.

Întrucît stratul fluidizat constă dintr-o suprapunere a celor trei procese primare enumerate mai sus, procesul rezultant se poate caracteriza printr-o singură ecuație, reprezentată de produsul celor trei

Scanned with OKEN Scanner

ecuații ale proceselor elementare. Procedînd în acest fel, pentru domeniul curgerii turbulente ($7 < Re < 7\,000$), se obține:

$$Eu = C\,Re^{-2,2}\,Ar\,G_1^{p}\,G_2^{1/3}\,G_3^{1/3} \qquad (49)$$

În aparență ecuația (49) nu satisface cerințele teoremei π, pentru că nu conține decît 6 criterii și simplexuri de similitudine. O analiză mai atentă arată însă că în criteriul Ar sînt cuprinse două rapoarte nedimensionale și anume simplexul Ar și criteriul Ga. Numărul total de rapoarte nedimensionale este deci 7, ceea ce este în conformitate cu teorema π.

Valorile constantei C și ale exponentului p au fost determinate pe cale experimentală. Forma finală a ecuației (49) este:

$$Eu = 8{,}58\,Re^{-2,2}Ar\,G_1^{0,5}\,G_2^{0,33}\,G_3^{0,33} \qquad (50)$$

În fig. 29 se dă verificarea pe cale experimentală a ecuației criteriale de mai sus în domeniul $7 < Re < 630$, folosind bile de sticlă și plumb fluidizate cu apă, petrol lampant, aer și CO_2. După cum rezultă de pe curbă, precizia ecuației este satisfăcătoare.

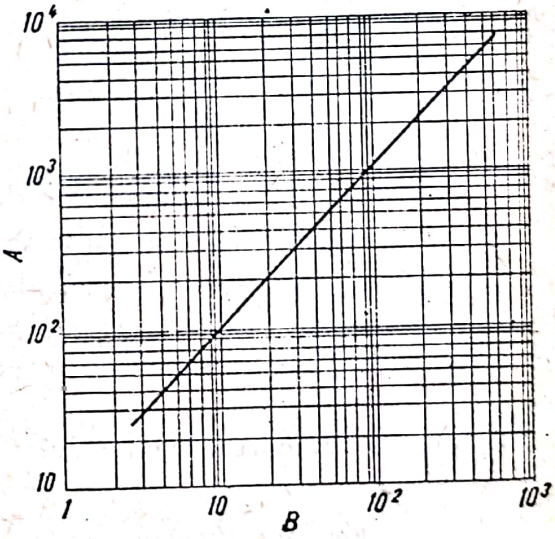


Fig. 29. Verificarea ecuațiilor criteriale:
A — criteriul lui Euler (Eu);
B — $Re^{-2,2}\,Ar\,G_1^{0,5}\,G_2^{0,33}\,G_3^{0,33}$.

Ecuația (50) pentru domeniul turbulent al curgerii unui fluid printr-un strat fluidizat presupune că materialul solid supus fluidizării este format din particule sferice. În realitate însă, de cele mai multe ori forma particulelor este neregulată. Plecînd de la ideea că adaptarea ecuației (50) pentru particule de altă formă va afecta valoarea constantei C, cercetătorii sovietici [18] au efectuat experiențe în legătură cu influența formei particulelor asupra acestei constante. Prelucrarea datelor experimentale obținute a condus la următoarele ecuații criteriale ale hidrodinamicii stratului fluidizat:

— particule cilindrice cu $h = 2{,}264$ mm:

$$Eu = 7{,}15\,Re^{-2,2}\,Ar\,G_1^{1/2}\,G_2^{1/3}\,G_3^{1/3} \qquad (51)$$

— particule cilindrice cu $h = 1{,}482$ mm:

$$Eu = 7{,}45\,Re^{-2,2}\,Ar\,G_1^{1/2}\,G_2^{1/3}\,G_3^{1/3} \qquad (52)$$

Scanned with OKEN Scanner

— particule cubice:

$$Eu = 7{,}10\, Re^{-2{,}2}\, Ar\, G_1^{1/2}\, G_2^{1/3}\, G_3^{1/3} \qquad (53)$$

— particule neregulate:

$$Eu = 7{,}75\, Re^{-2{,}2}\, Ar\, G_1^{1/2}\, G_2^{1/3}\, G_3^{1/3} \qquad (54)$$

Ecuațiile (51), (52), (53), (54) de mai sus se pot îngloba într-o ecuație generală de forma:

$$Eu = Cf\, Re^{-2{,}2}\, Ar\, G_1^{1/2}\, G_2^{1/3}\, G_3^{1/3} \qquad (55)$$

în care:

C este un coeficient constant independent de forma particulei;

f — simplexul formei particulei fluidizate.

Pentru determinarea simplexului f s-a încercat corelarea sa în funcție de suprafața particulei de formă neregulată și de suprafața unei sfere de același volum cu particula dată, sfera posedînd suprafața minimă dintre toate corpurile de același volum și anume de raportul dintre F_s și F_p, ceea ce nu este altceva decît factorul de formă subunitar φ, definit mai sus:

$$f = \frac{F_s}{F_p} \qquad (56)$$

în care:

F_p este suprafața particulei de formă neregulată;

F_s — suprafața particulei de formă sferică avînd același volum.

Coincidența dintre valoarea determinată cu ecuația (33) a simplexului formei și valoarea acestuia determinată experimental se poate constata din tabela 6 care confirmă o dată în plus justețea ecuațiilor

Tabela 6. Valoarea simplexului f pentru particule de diferite forme

Forma particulei	Din ecuația (33)	Din date experimentale
Sferă	1,000	1,000
Cilindru cu h=2,266 mm	0,832	0,833
Cilindru cu h=1,482 mm	0,868	0,868
Cub	0,806	0,827
Neregulată	—	0,903

criteriale deduse mai sus și deci ipotezele care au servit la stabilirea lor. Cu această corecție pentru forma particulei, ecuația criterială a hidrodinamicii stratului fluidizat se poate scrie sub următoarea formă definitivă:

$$Eu = 8{,}58\, f\, Re^{-2{,}2}\, Ar\, G_1^{1/2}\, G_2^{1/3}\, G_3^{1/3} \qquad (57)$$

Scanned with OKEN Scanner

6. Fluidizarea cu lichide

Mult mai puțin întrebuințată decît fluidizarea cu gaze, fluidizarea cu lichide este totuși mai veche. Flotația minereurilor poate fi considerată ca începuturile fluidizării. În prezent nu există nici o aplicație industrială a fluidizării cu lichide însă nu este exclus ca în curînd să apară și acestea. Fluidizarea cu lichide este întotdeauna mai omogenă decît fluidizarea cu gaze, tipul de fluidizare fiind cel particulat. De asemenea, expansiunea stratului este deosebită de expansiunea de la fluidizarea cu gaze. În timp ce la aceasta din urmă expansiunea este limitată și cel mult egală cu de două ori înălțimea stratului în stare așezată, expansiunea stratelor fluidizate cu lichide este continuă. O altă caracteristică importantă o constituie faptul că nu există o suprafață de separație între faze, așa cum există la fluidizarea cu gaze între faza densă și cea diluată.

Lipsa aplicațiilor practice este explicată tocmai de această expansiune exagerată care scade mult concentrația solidului și mărește volumul aparatelor. Expansiunea relativă este mai mare decît la gaze pentru aceeași creștere relativă a vitezei fluidului. Din această cauză viteza de lucru trebuie să fie menținută cu mult sub viteza de sedimentare v_0.

La fluidizarea cu lichide s-a putut stabili [19] o relație simplă de forma:

$$v = v_0 \varepsilon^n \tag{58}$$

în care:

v este viteza liniară a lichidului, m/s;

n — 4,65 în regim laminar
2,39 în regim turbulent, criteriul lui Reynold modificat Re_p fiind calculat pentru v_0.

S-a arătat că la fluidizarea cu gaze $v_{mf} = 1/70 v_0$, în regim laminar și $v_{mf} = 1/9 v_0$ în regim turbulent. Presupunînd că la fluidizarea cu lichide fluidizarea începe la aceeași valoare a fracției de goluri ε_{mf}, viteza minimă de fluidizare în regim laminar pentru particule sferice este de 1/60 din v_0 și 1/8 din v_0 în regim turbulent. Urmează că domeniul este aproximativ același ca la fluidizarea cu gaze. Comportarea la expansiune însă este diferită. De exemplu, dacă se acceptă o expansiune de 1,5, adică $\frac{h}{h_{mf}} = 1{,}5$, rezultă pentru particule sferice:

la fluidizarea cu gaze: $v = 35\, v_{mf}$, în regim laminar
$v = 5\, v_{mf}$, în regim turbulent

la fluidizarea cu lichide: $v = 0{,}1\, v_{mf}$, în regim laminar
$v = 0{,}3\, v_{mf}$, în regim turbulent.

Scanned with OKEN Scanner

Ca lucrări mai importante în domeniul fluidizării cu lichide se menționează lucrarea lui Wilhelm și Kwauk [11] care au fluidizat cu apă și aer granule uniforme cu diametrul de 0,3—5 mm de nisip, sticlă, catalizatori și alice de plumb, materiale cu o greutate specifică de 1200—10800 kgf/m^3, în tuburi de 76 și 152 mm diametru.

BIBLIOGRAFIE

1. *Leva M.*, Chem. Eng., 56,5,115, 1949.
2. *Miller C., Logvinuk*, I E C, 43, 5, 1120, 1951.
3. *Lewis W. K., Gilliland E. R.*, I E C, 6, 1104, 1949.
4. *Matheson G. L.*, I E C, 6, 1099, 1949.
4'. *Harvat W.* și *Havel O.*, Paliva XXXIII, 12, 253, 1953.
5. *Leva M. ș. a.*, Chem. Eng. Progr., 44, 511, 1948; 44, 619, 1948.
6. *Leva M.*, Takashi Shirai, C. Wen, Génie Chim., 75, 2, 33, 1956.
6'. *Beck R. A.*, Ind. Eng. Chem., 6, 1242, 1949.
7. *Ergun S.*, Chem. Eng. Progr., 48, 89, 1952.
8. *Van Heerden C., Nobel P., Van Krevelen D. W.*, Chem. Eng. Sc., 1, 37, 1951.
9. *Suciu Gh.* și *Schorr V.*, Rev. de chim., 9, 482, 1958.
10. *Baerg A., Classen J., Gishler P. H.* Can. J. Res. F., 28, 287, 1950.
11. *Wilhelm R. H., Kwauk M.*, Chem. Eng. Progr., 44, 3, 201, 1948.
12. *Gilliland E. R.*, Canad. Chem., 8, 632, 1950.
12'. *Brötz W.*, Chem. Ing. Tehn., 2, 60, 1952.
13. *Gilliland E. R., Mason E. A.*, I E C, 6, 1191, 1949.
13'. *Travinski H.*, Chem. Ing. Tehn., 23, 416, 1951.
14. *Leva M.*, C.E.P., 1, 39, 1951.
15. *Osberg G. L.*, Charlesworth D.H., C.E.P., 11, 566, 1951.
16. Probleme de chimizare a cărbunelui și de fluidizare (traducere din literatura sovietică) Ed. Acad. R.P.R., 1955, pag. 36.
17.—18. *Smirnov N. I., Li De Ep.*, Jurn. Prikl. Himii, vol. 24, 1 și 4, 1951.
19. *Richardson și Zaki*, Trans. Inst. Chem. Engrs., 32, 35, 1954.
20. *Rașeev S.*, Hidraulica stratului fluidizat. Comunicare la sesiunea Acad. R.P.R. din 4—5 iunie 1956.
21. Acad. Științe U.R.S.S., Metode și procese în tehnologia chimică, vol. I, trad. din l. rusă, 66—102, Ed. Tehnică, București, 1957.
22. *Scelkacev V. N., Lupak B. B.*, Hidraulica subterană, trad. din l. rusă, Ed. Tehnică, București, 1953.
23. Минц Д. М., Доклады А. Н. СССР, № 1, 1952.
24. Минц Д. М., Доклады А. Н. СССР, № 4, 1952.

B. Studiul hidrodinamic al fluidizării cu circulație

1. Schema de funcționare

Necesitatea circulării solidului la reacțiile catalitice a provenit din scăderea în timp a activității catalizatorului. La reactoarele în strat fix, regenerarea catalizatorului uzat se face păstrînd catalizatorul pe loc

Scanned with OKEN Scanner

și schimbînd funcțiunea vasului care îl conține: din reactor, vasul devine regenerator și invers. La fluidizare se procedează contrariu: se păstrează funcțiunea vaselor și se circulă catalizatorul între cele două vase. Unul dintre vase este reactorul, în care are loc reacția însoțită de scăderea activității catalizatorului, iar celălalt îndeplinește funcția de regenerator, în el avînd loc reactivarea catalizatorului. Catalizatorul este circulat prin transport pneumatic în mod continuu de la reactor la regenerator și invers.

a) **Circulația solidului.** În prezent, circulația solidului între două sau mai multe vase de fluidizare nu este aplicată numai pentru regenerarea catalizatorului. Ea se aplică și pentru circularea unui material inert care are funcțiunea să introducă sau să îndepărteze căldura din vase. Circulația solidului se întrebuințează și pentru reacții anorganice, în cele două vase avînd loc reacții deosebite. Transportul solidului are loc și în instalațiile de distilare a șisturilor bituminoase prin fluidizare. Schemele tehnologice și descrierea variantelor sînt redate la cap. „Aplicațiile fluidizării în tehnică".

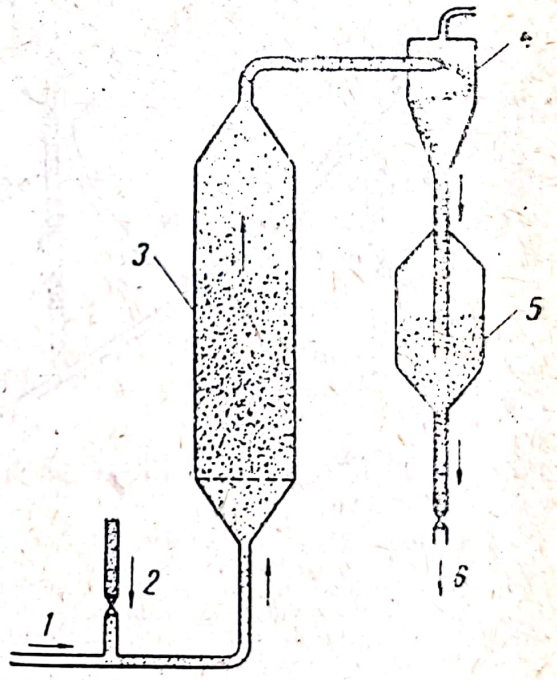


Fig. 30. Fluidizarea cu circulație cu antrenare totală (model I):

1 — alimentarea; *2* — intrarea catalizatorului; *3* — reactor (respectiv regenerator); *4* — ciclon; *5* — buncăr; *6* — ieșirea catalizatorului.

Problema hidrodinamică a fluidizării cu circulație constă în crearea presiunilor necesare circulării solidului și, în general, în stabilirea și menținerea echilibrului de presiuni în sistem, echilibru care este foarte delicat. Circulația trebuie să se facă în sensurile dorite și cu respectarea exigențelor economice. Cu alte cuvinte, pulberea și instalația trebuie să-și păstreze cît mai mult timp caracteristicile inițiale. Pulberea nu trebuie să sufere o mărunțire exagerată, care ar schimba atît caracteristicile de fluidizare cît și cele de transport, concomitent cu apariția unor pierderi crescînde, prin antrenarea prafului fin de către gazele de fluidizare. Dispozitivele pentru realizarea diferențelor de presiune nu trebuie să sufere eroziuni sau blocări.

Primele încercări de circulare a solidului au fost efectuate cu pompe de un tip special. Acest sistem era operabil însă nu satisfăcător. Al doilea sistem încercat este reprezentat în fig. 30. În acest sistem se observă că pulberea din reactor (respectiv regenerator) este antrenată

continuu în partea superioară a acestuia, de către gazele de fluidizare. Pulberea antrenată din reactor, respectiv regenerator, se separă într-un ciclon prevăzut cu un rezervor de pulbere, de unde cade prin conducte de coborîre, într-un sistem de conducte de urcare, prin care este transportată pneumatic înapoi în regenerator, respectiv reactor. În această schemă, presiunea necesară se realizează fără dispozitive mecanice în mişcare rotativă sau liniară. Astfel presiunea necesară curgerii prin conductele de urcare este asigurată de gazul care efectuează transportul pneumatic, iar contrapresiunea necesară nepătrunderii gazului de transport în conducta de coborîre şi intrării pulberii de transportat în conducta de transport este asigurată de înălţimea conductei de coborîre. Această coloană de pulbere creează o presiune hidrostatică datorită greutăţii sale. Păstrîndu-se principiul de bază al acestui mod de creare a presiunilor, schema de mai sus a suferit aproape imediat o modificare în realizare, în sensul că în reactor şi regenerator s-au creat faze dense şi s-a ajuns astfel la construcţia unor instalaţii de cracare catalitică, care funcţionează încă şi acum în condiţii de operabilitate şi economicitate foarte bună, cu toate că şi această schemă a suferit între timp modificări.

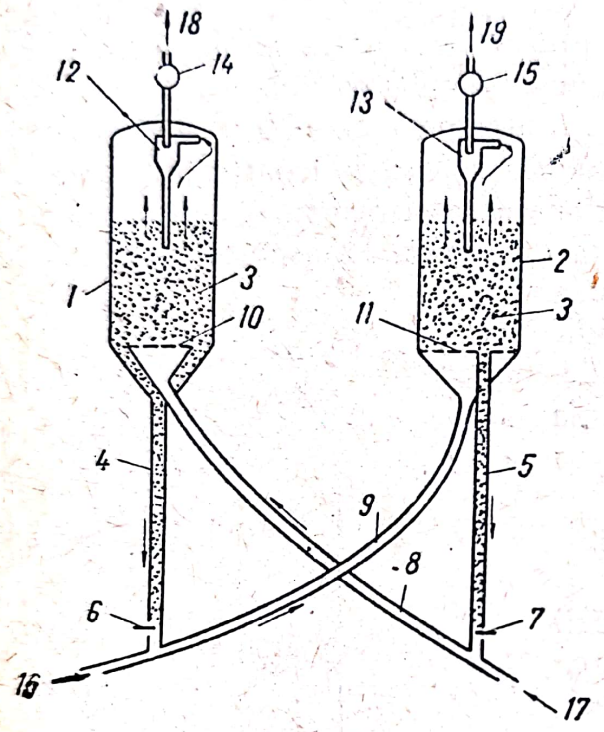


Fig. 31. Fluidizarea cu circulaţie în fază densă (model II):

1 — reactor; *2* — regenerator; *3* — strat fluidizat; *4* — conductă de coborîre a reactorului; *5* — conductă de coborîre a regeneratorului; *6, 7* — valvă de reglare a debitului pe conducta de coborîre a reactorului, respectiv regeneratorului; *8, 9* — conductă de urcare a reactorului, respectiv regeneratorului; *10, 11* — placă de distribuţie a gazelor în reactor, respectiv regenerator; *12, 13* — ciclon de separarea pulberii în reactor, respectiv regenerator; *14, 15* — filtre sau alte dispozitive pentru reţinerea prafului; *16* — intrarea aerului; *17* — intrarea vaporilor de hidrocarbură; *18, 19* — ieşirea gazelor.

Schema de bază a fluidizării cu circulaţie, cu fază densă în fluidizatoare, este reprezentată în fig. 31. Pentru simplificare şi exemplificare s-a asimilat schema din fig. 31 cu cea aplicată la cracarea catalitică a produselor petroliere în strat fluidizat — F.C.C. — în care pierderea activităţii catalizatorului se traduce prin depunere de cărbune fin divizat pe catalizator. Modul de curgere a gazului şi a solidului în această schemă este următorul:

Catalizatorul din reactor, care este un amestec perfect de catalizator uzat cu catalizator regenerat, cade prin spaţiul inelar cuprins

Scanned with OKEN Scanner

între placa de distribuție *10* și pereții reactorului, în conducta de coborîre *4* și apoi, din aceasta, în conducta de urcare *9* a regeneratorului. Debitul de curgere al pulberii este reglat de valva *6*. Prin conducta de urcare *9* pulberea este antrenată în fază diluată de către un curent de aer și pătrunde în regenerator prin placa de distribuție *11*. Aerul de transport servește atît la fluidizarea catalizatorului uzat din regenerator cît și la arderea cărbunelui depus pe catalizator. În regenerator, o parte din catalizator și anume fracțiunea fină este antrenată de aer și separată în ciclon, de unde se întoarce înapoi în strat prin piciorul ciclonului. Pulberea neseparată în ciclon este reținută în filtre sau alte dispozitive de separare a prafului fin. Din regenerator, pulberea de catalizator regenerat, care formează un amestec perfect cu catalizatorul uzat, cade prin conducta de coborîre *5* în conducta de urcare *8* a reactorului. Transportul pneumatic al catalizatorului regenerat cu vapori de hidrocarbură înapoi în reactor încheie ciclul de curgere. În reactor, vaporii de hidrocarbură fluidizează catalizatorul, sînt cracați și parcurg vasul în mod similar ca în cazul regeneratorului prin ciclonul *12* și filtrele *14*, trecînd mai departe în instalațiile anexe.

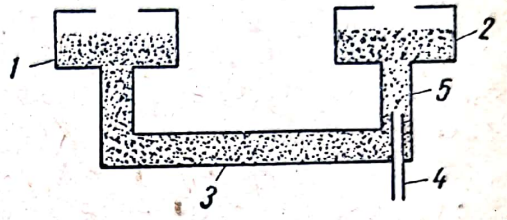


Fig. 32. Schema hidrostatică a fluidizării cu circulație:

1, 2 — vase de fluidizare; *3* — conductă de legătură; *4* — conductă de suflare a gazului; *5* — zonă cu fază diluată.

Dacă se consideră numai reactorul *1*, conducta de coborîre *4*, conducta de urcare *9* și regeneratorul *2*, se observă că schema hidrodinamică se poate reduce la una hidrostatică [1] reprezentată în fig. 32. Cele două vase de fluidizare comunică prin conducta de legătură în care se suflă un gaz. Prin schimbarea vitezei gazului, în conducta de legătură se poate obține o gamă întreagă de densități. Se observă că în zona *5* se creează un strat cu o densitate mai mică din cauza insuflării gazului și a secțiunii mici a țevii, în comparație cu secțiunea vaselor de fluidizare propriu-zise. Din această cauză, fără ca să existe o diferență de nivel între suprafețele fluidelor (a pulberilor fluidizate) din cele două vase, are loc totuși o deplasare a fluidelor de la stînga spre dreapta, conform principiului vaselor comunicante, deoarece coloana de fluid din dreapta este mai ușoară decît cea din stînga. În practică, trebuie să se asigure o dublă curgere astfel cum s-a arătat mai sus, pentru a nu se produce o acumulare. De asemenea, se știe că în sistemele fluidizate, neexistînd fluide adevărate, este necesar să se insufle aer în fazele dense din toate punctele instalației, pentru a le menține în stare fluidizată.

Scanned with OKEN Scanner

Hidrodinamica fluidizării cu circulație este complicată, însă ea poate fi studiată prin aplicarea legilor de curgere valabile pentru fluidele adevărate. Realizarea și menținerea curgerii în sensurile dorite, cu păstrarea caracteristicilor care influențează reacția chimică (de exemplu, greutatea specifică a stratelor din reactor și regenerator), este foarte importantă. O răsturnare a sensului de curgere este periculoasă pentru că la cele mai multe reacții și în special la cracarea catalitică a fracțiunilor petroliere, această inversare se poate solda cu explozia întregii instalații. În consecință, funcționarea corectă a instalației trebuie asigurată printr-o proiectare justă și o automatizare înaintată.

În fig. 33 se observă că curgerea din vasul A în vasul B are loc atunci cînd este satisfăcută relația [2]:

$$P_A+\gamma_1 h_1+\gamma_2 h_2=\Delta P_1+\Delta P_2+\gamma_3 h_3+\Delta P_{GB}+\gamma_4 h_4+P_B \qquad (1)$$

iar pentru curgerea din vasul B în vasul A, relația:

$$P_B+\gamma_4 h_4+\gamma_5 h_5=\Delta P_3+\Delta P_4+\gamma_6 h_6+\Delta P_{GA}+\gamma_1 h_1+P_A \qquad (2)$$

în care:

P_A și P_B sînt presiunile statice din vasele respective;
γ_i — greutățile specifice ale amestecului de gaz și pulbere;
h_i — înălțimile geometrice specificate pe figură;
ΔP_i — pierderile de presiune necesare pentru învingerea rezistențelor la curgere;
ΔP_{Gi} — pierderile de presiune prin grilă.

Membrii ecuațiilor de mai sus se pot grupa și astfel:

$$\gamma_2 h_2-\Delta P_1=(\Delta P_2+\gamma_3 h_3+\Delta P_{GB})+P \qquad (3)$$

$$\gamma_5 h_5-\Delta P_3=(\Delta P_4+\gamma_6 h_6+\Delta P_{GA})-P \qquad (4)$$

în care

$$P=(P_B+\gamma_4 h_4)-(P_A+\gamma_1 h_1) \qquad (5)$$

În membrul stîng al ecuațiilor (3) și (4) s-au pus astfel în evidență forțele disponibile din conductele de coborîre și care se traduc în forțe pentru transportul pulberii, iar în membrul drept, parametrii ce sînt dictați de condițiile de reacție.

Pierderea de presiune din conductele de urcare este formată din presiunile hidrostatice și rezistențele la curgere. Ea este menținută la o valoare scăzută deoarece în aceste conducte amestecul de pulbere și gaz are densitate mică și se adoptă viteze de transport raționale, care permit un transport continuu și fără șocuri, dar și fără provocarea unor eroziuni mari. În conductele instalațiilor mari, pier-

Scanned with OKEN Scanner

derea de presiune prin frecare este neglijabilă față de presiunile hidrostatice.

Valoarea relativă a lui P din ecuația (5) dă o idee asupra înălțimii conductelor de coborîre: cu cît P este mai mare, adică cu cît termenul $(P_B+\gamma_4 h_4)$ este mai mare decît termenul $(P_A+\gamma_1 h_1)$, cu atît conducta de coborîre a vasului A trebuie să fie mai mare decît cea a vasului B. În același timp, cea mai mare parte a acestei diferențe de presiune trebuie să fie compusă dintr-o pierdere de presiune adițională prin valva de sub vasul cu presiune mai mare (vasul B). Pe de altă parte, presiunea disponibilă sub valve poate fi echilibrată după necesități, prin modificarea pierderii de presiune prin valve, care se realizează prin mărirea sau micșorarea secțiunii lor de curgere. Fără a trece de anumite limite dictate de eroziunea puternică care are loc în valve, se poate ca printr-o alegere convenabilă a pierderilor de presiune cauzate de ele, să se ajungă la conducte de coborîre de înălțimi egale pentru ambele vase.

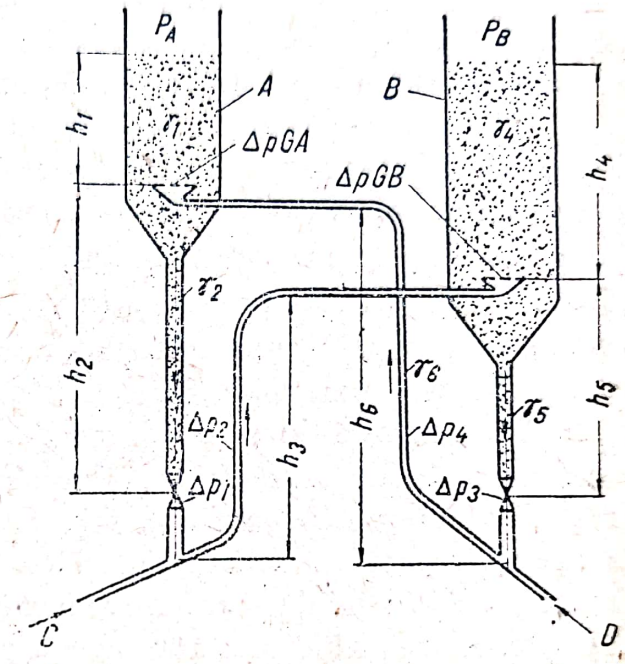


Fig. 33. Schema hidrodinamică a fluidizării cu circulație:
A, B — vase de fluidizare; *C, D* — intrarea gazelor.

Dacă se adună ecuațiile (1) și (2) se obține, după reduceri:

$$\gamma_2 h_2+\gamma_5 h_5=\Delta P_1+\Delta P_2+\Delta P_3+\Delta P_4+\gamma_3 h_3+\gamma_6 h_6+\Delta P_{GA}+\Delta P_{GB} \qquad (6)$$

Această relație reprezintă presiunea totală care trebuie să fie asigurată de cele două conducte de coborîre pentru a se realiza curgerea în sistem în cele două sensuri. Se observă că asupra acestei egalități nu se poate interveni prin schimbarea presiunilor sau a înălțimii stratelor din vase întrucît aceste variații se compensează.

Curgerea pulberii prin conductele de coborîre constituie o problemă foarte importantă, dacă se ia în considerație rolul pe care îl are pierderea de presiune prin conducta de coborîre în bilanțul presiunii întregului sistem de fluidizare cu circulație. Într-adevăr, înălțimea conductei trebuie astfel aleasă încît să asigure circulația catalizatorului în sensul

Scanned with OKEN Scanner

care rezultă din schema tehnologică: să coboare prin conducta de coborire şi să fie antrenate în conducta de urcare. Dimensionarea conductei de coborîre trebuie să aibă în vedere tocmai evitarea pătrunderii gazului transportor în conducta de coborîre.

De cele mai multe ori, presiunile în reactor şi în regenerator sînt de acelaşi ordin de mărime. Gazul cu presiune mare din teul de alimentare al regeneratorului se îndreaptă totuşi spre reactor prin conducta de urcare a acestuia şi nu spre regenerator, datorită existenţei conductei de coborîre a regeneratorului. Funcţionarea conductei de coborîre s-ar putea explica în două moduri:

1. Drumul preferenţial al unui gaz este drumul de rezistenţă minimă. În lumina acestei afirmaţii, conducta de coborîre ar opri pătrunderea gazului spre regenerator deoarece oferă curgerii un drum cu o rezistenţă mult mai mare decît drumul conductei de urcare spre reactor. În această idee, conducta de coborîre se dimensionează aşa încît pierderea de presiune prin fricţiune prin această conductă să fie, faţă de pierderea de presiune prin fricţiune din conducta de urcare, în acelaşi raport cu debitul de gaz ce trece prin conducta de urcare faţă de debitul minim care se acceptă că va trece prin conducta de coborîre. Acest debit este atît de mic încît practic, nu există curgerea gazului în sus prin conducta de coborîre a pulberii.

2. Un gaz curge numai către presiuni mai mici. Se poate opri deci curgerea în direcţia nedorită (spre regenerator de exemplu) adăugînd la presiunea existentă în regenerator o presiune suplimentară, sub forma coloanei de fluid din conducta de coborîre a acestuia. Înălţimea acestei coloane se alege astfel încît presiunea ei statică să totalizeze, împreună cu presiunea existentă la baza stratului din regenerator, o presiune cel puţin egală sau mai mare decît presiunea din teul de alimentare. Pentru realizarea acestui echilibru, în conducta de coborîre trebuie să existe un fluid real sau un pseudofluid. În cazul fluidizării este vorba de un pseudofluid care, fără să fie în stare fluidizată, se comportă ca un fluid din cauza marii sale viteze de coborîre, care determină antrenarea unei cantităţi importante de gaze de reacţie şi de gaze de aeraţie. Datorită acestui fenomen, faza din conducta de coborîre poate intra în echilibru de presiuni şi poate da, prin curgerea prin valvă, o pierdere de presiune asemănătoare cu lichidele reale.

Ambele explicaţii sînt valabile, domeniul de aplicare al fiecăreia fiind în funcţie de granulometria pulberii cu care se lucrează. Fără a putea delimita precis domeniile, prima explicaţie este valabilă pentru pulberi grosolane, iar a doua pentru pulberi fine.

Scanned with OKEN Scanner

Cîteodată valorile pierderilor de presiune în conductele de coborîre par să contrazică bilanțul de presiuni și anume, se poate întîmpla ca, în mod cu totul neașteptat, presiunea în partea superioară a conductei de coborîre să fie mai mare decît presiunea la baza conductei de coborîre. O analiză mai atentă duce la concluzia că presiunea la baza conductei de coborîre din regenerator de exemplu depinde de presiunea din teul de alimentare, care la rîndul ei este condiționată exclusiv de rezistențele pe circuitul reactorului: conductă de urcare, grilă, strat reactor, ciclon, filtru ș. a. m. d. De asemenea, presiunea la baza stratului din regenerator depinde de condițiile din regenerator și de aparatele montate după regenerator.

Rezultă deci, că presiunile la baza și la partea superioară a conductei de coborîre sînt independente una în raport cu cealaltă. Nu este așa dar exclus ca presiunea în partea superioară a conductei de coborîre să fie mai mare ca presiunea în partea inferioară a conductei de coborîre. În acest caz, inversarea curgerii gazului nu mai este posibilă. Rolul conductelor de coborîre în echilibrul de presiuni începe abia în cazul cînd presiunea în teul de alimentare este mai mare ca în regenerator și diferența de presiune trebuie suplinită printr-o coloană de pulbere. Într-adevăr experiențele efectuate cu aparatul de laborator reprezentat în fig. 66 (v. p. 132) pentru studiul fluidizării cu circulație arată că nu se observă o inversare a curgerii atîta vreme cît diferența de presiune între partea superioară și inferioară a conductelor de coborîre este pozitivă.

b) **Determinarea greutății specifice.** Hidrodinamica fluidizării cu circulație presupune cunoașterea greutății specifice a stratului fluidizat. Determinarea greutății specifice se face cu ajutorul relației:

$$\Delta P = H\gamma$$

în care:

ΔP este pierderea de presiune a stratului, măsurată între două prize de presiune distanțate cu H metri, kgf/m^2;

H — distanța dintre cele două prize de presiune, m;

γ — greutatea specifică a stratului fluidizat, kgf/m^3.

Măsurînd experimental pierderea de presiune și distanța dintre prizele de presiune, se poate calcula greutatea specifică. În determinarea experimentală a greutății specifice se ivesc dificultăți în cazul cînd se dorește măsurarea unei greutăți specifice medii pe toată înălțimea stratului și cînd H devine înălțimea stratului fluidizat. În acest caz, suprafața de separare între stratul fluidizat și faza gazoasă de

Scanned with OKEN Scanner

deasupra nu este unică, înălțimea pe care se întinde zona de tranziție dintre cele două faze fiind funcție de viteza de fluidizare.

c) **Curgerea prin valvă și prin placa de distribuție** se conduce după aceleași legi ca și la lichidele adevărate. Proiectarea tehnologică și modul de aplicare a formulelor vor fi date pe larg în cap. „Proiectarea instalațiilor de fluidizare". Pentru aplicarea lor trebuie să se țină seama că aceste formule se apropie mai mult de realitate (adică amestecul de gaz și solid pot fi asimilate mai bine cu fluidele adevărate) cu cît pulberea este mai fină.

Datele experimentale culese cu ajutorul aparatelor de laborator arată că uneori pierderea de presiune prin valvă este nulă sau chiar negativă, adică presiunea sub valvă este mai mare decît cea de deasupra ei. Explicația acestui fapt constă în valorile reduse ce se obțin pentru vitezele de coborîre în instalațiile de laborator: 0,03 m/s față de circa 2 m/s în instalația industrială. În aceasta din urmă, faza care curge în jos prin conducta de coborîre prin valvă este un amestec ce se apropie mult de un fluid real, care dezvoltînd presiuni hidrostatice, poate suferi pierderi de presiune statică. Acestea se regăsesc în creșterea presiunii dinamice. În cazul vitezelor de coborîre mici, gazul din teul de antrenare pătrunde în sus prin valvă, iar pierderea de presiune măsurată prin valvă ilustrează tocmai curgerea în sens ascendent a gazului. În această situație, pierderea de presiune prin valvă nu are nici o semnificație.

d) **Transportul în conducta de urcare.** O altă problemă foarte importantă o constituie transportul în conductele de urcare. Fără să constituie o problemă de fluidizare propriu-zisă, ea este strîns legată de schema fluidizării cu circulație și în ultimul timp a fost reluată în studiu tocmai din acest punct de vedere.

Unul dintre avantajele foarte importante ale sistemelor fluidizate îl constituie ușurința cu care solidul poate fi introdus în reactor sau evacuat din el.

Găsirea unei metode bune pentru evaluarea pierderii de presiune în conductele de urcare, în funcție de diferitele variabile care intervin în transportul pneumatic, are o importanță foarte mare, mai ales pentru instalațiile pilot de fluidizare, în care conductele de urcare au diametrul mic (pînă la 1,25 cm). În asemenea conducte, pierderea de presiune datorită frecării între particule și pereți devine foarte mare și este important să poată fi calculată cu exactitate. În conductele cu diametre de la 15 cm pînă la 50 cm pierderea de presiune se consideră ca fiind în întregime datorită presiunii hidrostatice a coloanei

Scanned with OKEN Scanner

cu amestec de gaz și solid. În același timp, pierderea de presiune constituie un ghid foarte important pentru evaluarea vitezei de circulație a catalizatorului. La sistemele la care reacția are loc total sau parțial în conducta de urcare, pentru măsurarea gradului de contact între gaz și solid este necesar să se poată exprima concentrația în solid din conductă și viteza. Și această variabilă se leagă de „componenta de presiune hidrostatică" din pierderea de presiune totală (aceasta fiind proporțională cu cantitatea de solid conținută în conductă).

e) **Pierderea de presiune.** Cunoașterea vitezei de curgere a solidului, a vitezei gazului și a pierderii de presiune totală într-o conductă de urcare verticală nu permite calculul valorilor separate ale componentelor: presiunea hidrostatică datorită greutății amestecului de gaz și solid și frecarea. Acest fapt se demonstrează prin considerarea a două curente verticale dintr-un amestec de gaz și solid, caracterizate prin aceeași viteză liniară a gazului și același debit gravimetric al solidului. Dacă unul din curente este format din particule mai mari sau mai grele și al doilea din particule mai mici sau mai ușoare, este evident că primele vor avea o viteză mai mică decît cele considerate în al doilea caz. Rezultă că în prima conductă greutatea specifică a amestecului de gaz și solid va fi mai mare decît în a doua conductă și deci și presiunea hidrostatică va fi mai mare în prima conductă. De asemenea, fricțiunea datorită solidului va fi diferită din cauza vitezei deosebite a solidului în cele două conducte. În consecință, pentru calculul componentei de presiune hidrostatică, trebuie cunoscută în prealabil concentrația solidului în conducta de urcare.

Pentru fluidizarea cu circulație este foarte important să se cunoască separat termenii de presiune hidrostatică și fricțiune și, de asemenea, pierderea de presiune datorită accelerației. Pînă la aplicarea fluidizării, studiile de transport pneumatic tratează transportul pneumatic din alte puncte de vedere [3, 4]. L. S. Daniels [5] tratează pentru prima oară transportul pneumatic în fluidizare. El indică la cracarea catalitică viteza de transport de 4,5—9 m/s și arată că este greu să se evalueze alunecarea dintre gaz și particulele solide, ea depinzînd de mărimea particulelor, de cantitatea de cărbune depusă pe catalizator, de viteză și de alte variabile. El indică o cifră în jurul lui 2 pentru factorul de alunecare, pe care îl definește ca raportul dintre viteza gazului și viteza solidului. Deoarece viteza de cădere liberă a particulelor de catalizator este de aproximativ 0,3 m/s, la o viteză a gazului de 6 m/s ar rezulta un factor de alunecare egal cu $\frac{6}{6-0,3}=\frac{6}{5,7}$ care diferă mult de cifra indicată de Daniels.

Hariu și Molstad [6] studiază efectul diferitelor variabile asupra pierderii de presiune în două tuburi verticale cu diametrul 8, respec-

tiv 16 cm. Ca gaz transportor ei întrebuințează aerul, iar ca particule solide, catalizatori pentru cracare, de formă sferică. Solidul a fost circulat cu debite variind între 10 și 260 $kg/m^2 \cdot s$ la viteze gravimetrice de antrenare cuprinse între 4,4 și 14,6 $kg/m^2 \cdot s$ (echivalente cu viteze liniare cuprinse între 3,6 și 12 m/s).

S-au efectuat măsurări directe ale greutății specifice ale fazei din conducta de urcare, ceea ce a permis calculul vitezei medii a particulelor, a vitezei de alunecare și a pierderii de presiune hidrostatică a solidului. Aceste încercări au dus la concluzia că pierderea de presiune totală poate fi considerată ca fiind suma a doi termeni:

$$\Delta p = \Delta p_g + \Delta p_s \tag{7}$$

$$\Delta p_s = \Delta p_x + \Delta p_{fs} \tag{8}$$

în care:

Δp este pierderea de presiune totală;
Δp_g — pierderea de presiune datorită gazului purtător;
Δp_s — pierderea de presiune datorită solidului;
Δp_x — pierderea de presiune hidrostatică;
Δp_{fs} — pierderea de presiune datorită frecării solidului pe pereții vasului.

Pierderea de presiune datorită frecării solidului pe pereții vasului Δp_{fs} poate fi calculată din ecuația lui Fanning în care viteza fluidului se înlocuiește cu viteza solidului și greutatea specifică a fluidului cu greutatea specifică a amestecului de gaz și solid. Totuși, o bună parte din această pierdere de presiune este datorită pierderii de presiune prin accelerație în anumite porțiuni ale conductei (la începutul și sfîrșitul conductei și la coturi).

Este de la sine înțeles că pierderile de presiune sînt diferite după cum se consideră o porțiune de conductă verticală sau orizontală sau un cot. Viteza particulelor fiind diferită și natura pierderii de presiune prin fricțiune va fi diferită. În conductele orizontale, greutatea solidului se concentrează în jumătatea inferioară a conductei și va provoca aici fricțiunea cea mai mare; în coturi, forța centrifugă are efectul predominant, provocînd concentrarea fricțiunii pe această porțiune a conductei. De asemenea și presiunea hidrostatică oscilează între o valoare maximă în lungul conductelor verticale și zero în porțiunile de conductă orizontale (presiunea hidrostatică se obține înmulțind greutatea specifică cu proiecția pe verticală a înălțimii). Totodată au loc schimbări de energie cinetică pe seama presiunii statice a gazului. Teoretic, în cazul decelerației, adică atunci cînd particulele intră în stratul fluidizat în care viteza lor este aproape nulă, energia cinetică este restituită în parte prin creșterea presiunii statice a gazului transportor.

Scanned with OKEN Scanner

Se consideră o conductă verticală ideală în care se mişcă în sus sfere uniforme cu o viteză uniformă v_s, gazul purtător avînd viteza v_g. Pentru a susține particulele, gazul purtător trebuie să alunece printre ele cu o viteză relativă Δv (viteza de alunecare) egală cu $v_g - v_s$. Gazul exercită pe fiecare particulă o forță egală cu F kg. Această forță, necesară pentru susținerea particulelor şi învingerea frecărilor, se poate exprima prin presiunea exercitată pe secțiunea vasului, adică:

$$F = \Delta p_s A \tag{9}$$

în care:

F este forța exercitată de gaz, kgf;

Δp_s — pierderea de presiune datorită solidului, definită prin ecuația (8), kgf/m^2;

A — secțiunea conductei de transport, m^2.

În cele ce urmează se va calcula pierderea de presiune datorită solidului Δp_s sub forma raportului $\Delta p_s / L\, G_s$, pe două căi diferite. Se notează cu:

L = înălțimea pe verticală a conductei m;

G_s = debitul gravimetric specific al solidului kg/m$^2 \cdot$ s.

Conform primului mod de calcul raportul $\Delta p_s / L\, G_s$ rezultă din forța necesară susținerii particulelor şi învingerii frecării datorită solidului. Pe de altă parte, conform celui de-al doilea mod de calcul, această forță se poate calcula din corelația cu coeficientul de rezistență al mediului [4, 7] în cazul căderii libere a unei particule, obținîndu-se o nouă expresie pentru $\Delta p_s / L\, G_s$, care trebuie să fie simultan valabilă cu prima. Intersecția celor două curbe reprezentate pe o diagramă este punctul reprezentativ de funcționare. În acest fel se pot obține cele două componente ale lui Δp_s şi anume Δp_x şi Δp_{fs}.

Calculul după metoda I. Se calculează suma $\Delta p_x + \Delta p_{fs}$. Valoarea lui Δp_x se obține din produsul $L\gamma_a$ care reprezintă presiunea hidrostatică a unei coloane de o înălțime egală cu L:

$$\Delta p_x = \gamma_a L \tag{10}$$

în care:

γ_a este greutatea specifică a fazei disperse din conducta de urcare, kgf/m^3.

Pe de altă parte, există relația:

$$G_s = v_s \gamma_a \tag{11}$$

în care:

γ_a este, datorită alunecării, mai mare decît greutatea specifică calculată din debitul gravimetric a amestecului de solid şi gaz care trece prin conducta de urcare şi din debitul volumetric total de gaz şi solid.

Scanned with OKEN Scanner

Din ecuațiile (10) și (11) se deduce:

$$\Delta p_x/L = G_s/v_s \tag{12}$$

sau:

$$\Delta p_x/L G_s = 1/v_s \tag{13}$$

Valoarea lui Δp_{fs}, pierderea de presiune datorită frecării solidului, se calculează cu ajutorul ecuației lui Fanning, făcînd ipoteza că frecarea solidului urmează legile frecării gazelor. Fiind vorba de o frecare pe pereți și între particule, se folosește relația:

$$\Delta p_{fs} = 2 f_s L v_s^2 \gamma_a / g D_t \tag{14}$$

în care:

f_s este coficientul de fricțiune fără dimensiuni;
g — accelerația pămîntească, m/s^2;
D_t — diametrul conductei de urcare, m.

Înlocuind valoarea obținută pentru γ_a conform ecuației (11) se obține:

$$\Delta p_{fs}/L G_s = 2 f_s v_s / g D_t \tag{15}$$

Însumînd ecuațiile (13) și (15) se obține:

$$\Delta p_s/L G_s = [1/v_s + (2 f_s/g D_t)(v_s)] \tag{16}$$

Pierderea de presiune totală Δp este egală cu:

$$\Delta p = \Delta p_{fg} + \Delta p_{xg} + \Delta p_{fs} + \Delta p_x \tag{17}$$

Δp_{xg} reprezentînd pierderea de presiune prin frecare, respectiv pierderea în care Δp_g din ecuația (7) s-a descompus în cei doi termeni Δp_{fg} și de presiune hidrostatică a gazului. Pierderea de presiune totală se poate măsura cu ajutorul unui manometru diferențial conectat pe porțiunea de conductă de înălțime L. (Dacă însă conductele de legătură la manometre conțin același gaz ca și cel din conducta de măsură, manometrul nu va arăta și presiunea hidrostatică a gazului Δp_{xg}). Pe de altă parte, avînd în vedere că la concentrațiile de solid reduse, care se întîlnesc de obicei în conductele de urcare, suprafața din secțiunea conductei ocupată de solid este neglijabilă, este destul de corect să se presupună că pierderea de presiune datorită frecării gazului este aceeași ca în lipsa solidului. Urmează că termenul Δp_{fg} se poate calcula prin metodele clasice ale curgerii fluidelor.

Calculul după metoda II. Forța necesară susținerii unei particule este:

$$F_p = \zeta \gamma_g (\Delta v)^2 A_p / 2g = \pi \zeta \gamma_g (\Delta v)^2 D_p^2 / 8g \tag{18}$$

Scanned with OKEN Scanner

în care:

ζ este coeficientul de rezistență al mediului, care este în funcție de numărul lui Reynold;

γ_g — greutatea specifică a gazului;

A_p — secțiunea particulei.

Pentru determinarea presiunii exercitate trebuie să se calculeze forța totală datorită tuturor particulelor care se găsesc într-o secțiune dată și să se împartă această valoare la secțiunea respectivă. Numărul de particule solide într-o porțiune de conductă de înălțime L și secțiunea A este dat de relația:

$$N=6\gamma_a LA/\pi D_p^3\gamma_p \qquad (19)$$

Forța F necesară susținerii tuturor particulelor existente în porțiunea de conductă de înălțime L va fi deci egală cu:

$$F=NF_p=\pi\zeta\gamma_g(\Delta v)^2D_p^2/8g\cdot 6\gamma_a LA/\pi D_p^3\gamma_p \qquad (20)$$

sau:

$$F/LA=3\zeta\gamma_g(\Delta v)^2\gamma_a/4gD_p\gamma_p \qquad (21)$$

Înlocuind γ_a cu G_s/v_s și F/A cu Δp_s din ecuația (9) se obține:

$$\Delta p_s/LG_s=(0{,}0765/D_p)(\gamma_g/\gamma_p)(\Delta v^2/v_s)\zeta \qquad (22)$$

În diagrama din fig. 34 sînt date curbele reprezentative pentru ecuațiile (16) și (22) și anume funcția $\Delta p_s/L\,G_s=f(v_s)$. Pentru a corela Δv de v_s trebuie să se specifice viteza gazului ($\Delta v=v_g-v_s$). Variația coeficientului de rezistență în funcție de v, pentru o singură sferă, este dată în fig. 35 (coeficientul de rezistență se corelează în funcție de numărul lui Reynold).

În fig. 34 curbele *2* și *3* sînt calculate conform ecuației (16) pentru cele două conducte verticale presupunînd $f_s=0{,}004$. Curba *1* este independentă de diametrul conductei deoarece reprezintă presiunea hidrostatică. Curbele *2* și *3* sînt asimptotice la infinit pentru viteze ale solidului apropiindu-se de zero. Pe măsură ce viteza solidului crește, Δp_x se micșorează, adică frecarea solidului (Δp_{fs}) nu se mărește prea mult (curba *1,2*). La

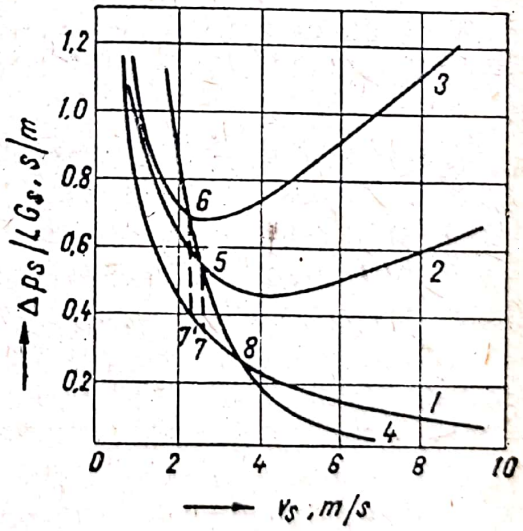


Fig. 34. Reprezentarea grafică a ecuațiilor (16) și (22):

1 — curba reprezentativă a presiunii hidrostatice din ecuația (16); *2* — curbă pentru conductă cu diametrul de 13,5 mm; *3* — idem, pentru conductă de 6,75 mm (s-a presupus $f_s=0{,}004$); *4* — reprezentarea grafică a ecuației (22) pentru nisip, la viteza gazului 7,5 m/s.

Scanned with OKEN Scanner

un moment dat frecarea crește mult, mai mult decît scade Δp_x și curba, după ce a atins un minim începe să crească, mai rapid la diametre mici de tub (curba *1-4*), la care frecarea este mai importantă, și mai lent la diametre mai mari. Curba *7-5* este trasată conform ecuației (22) pentru sfere cu diametrul de circa 500 μ cu greutatea

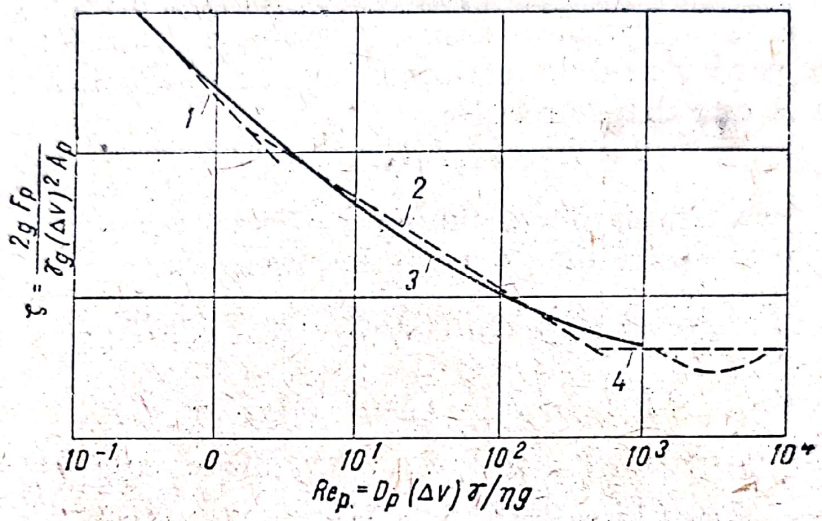


Fig. 35. Variația coeficientului de rezistență în funcție de numărul lui Reynold:
1 — legea lui Stockes, $\zeta = 24/Re$; *2* — $\zeta = 18{,}5/Re^{0{,}6}$; *3* — curba pentru sfere în cădere liberă [4]; *4* — legea lui Newton $\zeta = 0{,}44$.

specifică 2 650 kgf/m^3, gaz purtător fiind aer în condiții atmosferice cu o viteză de 7,5 m/s. Acestor sfere le corespunde curba *3* din fig. *35*.

Punctele *6* și *7* de intersecție a curbelor reprezentative pentru ecuațiile (16) și (22) reprezintă punctul de echilibrare al forțelor de acțiune și al celor de rezistență. De aici rezultă imediat valorile pentru v_s și Δv, raportul $\Delta p_s/LG_s$, cum și suma $\Delta p_x/LG_s + \Delta p_{fs}/LG_s$. Ordonata punctului *7* care se găsește pe verticala punctelor *6* sau *5* dă componenta $\Delta p_x/LG_s$, adică presiunea hidrostatică, iar porțiunea *5-7* este componenta datorită fricțiunii. La conducte cu diametru mai mare această componentă este segmentul *7-5*, iar la conducte cu diametru mai mic, segmentul *7'-6*. Se observă că plecînd de la un diametru mai mare (la care corespunde punctul de intersecție *5*) la un diametru mai mic (respectiv *6*), componenta de presiune statică crește puțin datorită micșorării lui v_s, în timp ce componenta de fricțiune aproape se dublează: segmentul *7'-6* față de segmentul *7-5*. Dacă diametrul conductei se mărește pînă la o valoare la care frecarea solidului este neglijabilă, curba corespunzătoare (o curbă de genul *3* și *2*) va coborî pînă cînd se va confunda cu curba *4*, moment care are semnificația anulării pierderii de presiune prin frecare și în consecință

identificarea presiunii totale cu presiunea hidrostatică. Intersecția curbei *1* cu curba *6-4* are loc în punctul *8* și în cazul dat se obține o viteză de alunecare de $7{,}5 - 3{,}6 = 3{,}9$ m/s, ceea ce corespunde la viteza de cădere liberă a sferelor. Este cazul curent din instalațiile mari de cracare a produselor petroliere în strat fluidizat la care diametrele conductelor de urcare sînt foarte mari.

Se poate demonstra că randamentul maxim al lucrului mecanic depus de gazul transportor, în cazul antrenării într-o conductă verticală, este inversul factorului de alunecare, adică este dat de relația [6]:

$$\varrho_{max} = v_s / v_g \tag{23}$$

atunci cînd diametrul conductei de urcare este mare și deci frecările sînt neglijabile. Restul de energie mecanică se pierde sub formă de căldură.

Concluziile de mai sus sînt valabile numai cînd secțiunea considerată este verticală, iar efectul accelerației în porțiunea respectivă este nul. Totuși, acest efect devine important în anumite secțiuni ca de exemplu în punctul de introducere a solidului în curentul de gaz, la coturi și la terminarea cursei solidului. Acest efect trebuie luat în seamă cu atît mai mult cu cît el este prezent chiar la distanțe considerabile față de punctul în care începe să aibă loc.

Efectul accelerației. Se poate demonstra că ecuația (16) este în forma sa generală următoarea:

$$1/G_s\,(dp/dL) = 1/v_s + 2 f_s v_s / g D_t + a/g v_s \tag{24}$$

în care a este accelerația particulei solide, m/s^2.

Se observă că în cazul cînd accelerația este nulă, ecuația (24) se reduce la ecuația (16).

Alți autori [2] consideră că pierderea de presiune prin frecare se poate calcula ca o pierdere de presiune globală, în care intră atît frecarea solidului cît și cea a gazului. În acest caz pentru fiecare porțiune de conductă trebuie să se introducă separat greutatea specifică respectivă, deoarece greutatea specifică variază cu înclinația conductei datorită variației alunecării:

$$\Delta p_f = \lambda \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \gamma_{ar} \tag{25}$$

în care:

Δp_f este pierderea de presiune prin frecare, kgf/m^2;

λ — coeficientul de frecare pentru gazul transportor, determinat cu ajutorul criteriului lui Reynold, calculat pentru proprietățile gazului singur, fără dimensiuni;

v — viteza gazului, m/s;

Scanned with OKEN Scanner

γ_{ar} — greutatea specifică reală a amestecului de gaz și solid, care se poate calcula din relația $\gamma_{ar} = \gamma_a \cdot A$, A fiind factorul de alunecare care se consideră de obicei egal cu 2 în calcule aproximative și trebuie determinat separat în fiecare porțiune a conductei în calculele exacte;

L — lungimea echivalentă a conductei, m;

D — diametrul conductei, m.

Acest mod de calcul a fost verificat pe o instalație de laborator de fluidizare cu circulație, construită după modelul indicat la cap. „Fluidizarea în laborator". Rezultatele obținute pentru pierderea de presiune totală au dat erori de 1—10% între valoarea calculată și valoarea măsurată.

Reprezentarea grafică a pierderilor de presiune. În paragrafele precedente au fost analizate diferitele pierderi de presiune care au loc într-o instalație de fluidizare cu circulație. Deși în practică se întîlnesc cazuri foarte variate, totuși acestea se pot reduce în ultimă analiză la un număr restrîns de modele de curgere. S-a propus o reprezentare grafică unică a acestor modele, care conduce la o așa-zisă „diagramă a fazelor", foarte utilă pentru obținerea unei vederi de ansamblu și pentru explicarea unor anomalii care altfel nu ar putea fi explicate ușor [8].

Curgerea fluidului și a solidului poate prezenta următoarele cazuri:

Curgere verticală	Curgere concurentă	Ambele în sus
		Ambele în jos
	Curgere în contracurent	Solidul în jos și fluidul în sus
		Solidul în sus și fluidul în jos
	Fluidizare	Fluidul în sus și rezultanta netă a mișcării solidului față de tub, nulă
Curgere orizontală		Ambele în aceeași direcție

În fluidizarea cu circulație se întîlnesc toate aceste feluri de curgere. În diagrama propusă de F. A. Zenz [8] (v. fig 36) se ia în abscisă viteza fluidului față de pereții vasului și în ordonată, gradientul de presiune pe verticală. Curbele se trasează pentru diferite debite gravimetrice specifice de solid (G_s). Pentru o bună reprezentare, pe diagramă se folosesc două scări: una aritmetică pentru regiunea din apropierea originii și una logaritmică în rest. Curbele groase se referă la cazurile în care amestecul este în fază densă; cele punctate pentru fazele diluate; cele continue însă subțiri, pentru cazul solidului nemișcat sau în stare fluidizată. Săgețile atașate la curbe indică sensul de curgere al solidului. Diagrama a fost trasată pe baza datelor experimentale culese din literatură [8—13], pentru toate cazurile posibile.

Scanned with OKEN Scanner

Curbele sînt gupate pe familii după felul curgerii:

— Familia de curbe $OABC$ reprezintă cazul stratului fix.

— Porțiunea de curbă BD reprezintă cazul fluidizării.

Ambele categorii menționate sînt valabile pentru $G_s = 0$ și deci referindu-se la un diametru de tub, un solid și un fluid dat, nu constituie de fapt familii de curbe, ci curbe unice.

— Familiile de curbe T și T' corespund transportului pneumatic în general, familia T reprezentînd cazul obișnuit din conductele de urcare a pulberii, descris la fluidizarea cu circulație.

— Curbele C reprezintă curgerea solidului în conductele de coborîre.

Utilitatea și gereralitatea diagramei din fig. 36 (care sub forma redată este de fapt simplificată față de forma originală) reiese din

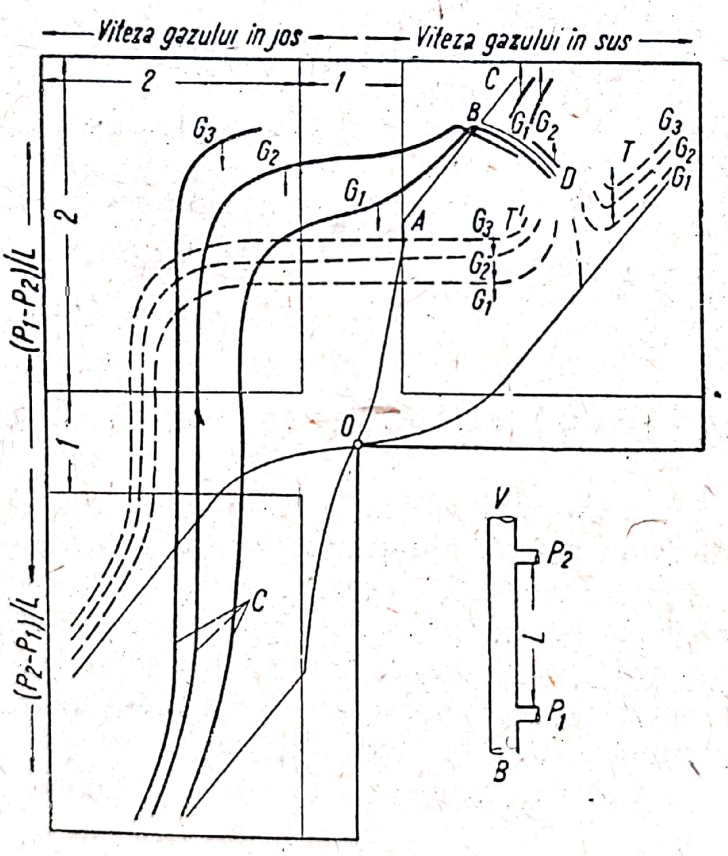


Fig. 36. Diagrama fazelor:
1 — scara aritmetică; *2* — scara logaritmică; *B* — baza coloanei; *V* — vîrful coloanei.

faptul că secționînd o instalație de fluidizare cu circulație (F C C de model vechi sau ortoflow) se regăsesc, pentru toate fazele existente în instalație, punctele corespunzătoare pe curbele sau familiile de curbe din diagrama lui Zenz. În felul acesta se poate prevedea funcționarea

Scanned with OKEN Scanner

diferitelor părți ale unei instalații, urmărind pe curbele respective sensul de variație al gradientului de presiune, în funcție de viteza gazului, la diferite debite gravimetrice specifice.

BIBLIOGRAFIE

1. *Gunnes R. C.*, C.E.P., *3*, 113 (1953).
2. *Nicholson E. W., Moise J.*, I.E.C., 40, *11*, 2 033 (1948).
3. *Dalla Valle I. M.*, „Micromeritics", Ed. I, N. Y., Pitman Publishing Corp., (1940).
4. *Lapple C. E., Shepherd C. B.*, I.E.C., 32, 605, (1940).
5. *Daniels L. S.*, Petroleum Refiner, *9*, (1946).
6. *Hariu O. H., Molstad*, I.E.C., *6*, (1948), 1 148.
7. Manualul Inginerului Chimist, vol. IV, Ed. Tehnică, București, 1954.
8. *Zenz F. A.*, I.E.C., 41, 12, 2 801 (1949); *Orthmer D. F.*, Fluidization. R.P.C. New-York, 1956.
9. *Hettoch B. V.*, M.I.T. (1943).
10. *Shanahan N.*, M.I.T. (1954).
11. *Berg C.*, U.S.P., 2 684 868; 2 684 870; 2 684 872.
12. *Kojabashian C.*, M.I.T. (1954).
13. Попов А. А., К расчету пневмоподъемников каталитических крекинг-установок, Гостоптехиздат, 1952.
14. Бондаренко В. И., Никулин Д. Д., Суханов В. П., Каталитический крекинг, Гостоптехиздат, 1956.
15. *Acad. U.R.S.S.*, Metode și procese în tehnologia chimică I, trad. din l. rusă, 66-102, Ed. Tehnică, București 1957.

C. Transferul caloric în strat fluidizat

Cele mai multe aplicații ale fluidizării sînt reacții chimice, cu un regim sever de temperatură. Menținerea temperaturii la un nivel uniform este, în asemenea cazuri, esențială pentru controlul selectivității produsului urmărit și pentru eliminarea sau reducerea formării de produse secundare nedorite, rezultate din reacții secundare. Proiectarea reactoarelor în strat fluidizat nu se poate face fără cunoașterea cantitativă a transferului caloric în strat fluidizat.

Există trei tipuri fundamentale de transfer caloric într-un strat fluidizat [1]:

1. între diferite puncte în interiorul stratului fluidizat;
2. între particulele solide și fluid;
3. între stratul fluidizat și o suprafață de schimb caloric interioară (imersată în stratul fluid) sau exterioară (pereții vasului care conține stratul).

În interiorul stratului fluidizat, transferul de la un punct la altul este atît de intens, încît nu există gradienți importanți de temperatură

Scanned with OKEN Scanner

în nicio direcție. Conductibilitatea termică efectivă în direcție verticală este de 100 de ori mai mare decît cea a argintului. Din cauza rapidității transferului de la un punct la altul, acest mod de transfer nu se cunoaște cantitativ și nu este esențial pentru proiectarea reactoarelor de fluidizare.

Cunoașterea transferului caloric dintre agentul fluidizant și particulele solide este în schimb necesară deoarece permite evaluarea temperaturii gazului. Mărimea excepțională a acestui tip de transfer se explică prin mărimea suprafeței de schimb pusă la dispoziție și care este o consecință a granulometriei reduse a particulelor care alcătuiesc stratul fluidizat, în comparație cu stratul fix. Eficacitatea transferului caloric între gaz și particulele solide se reflectă în uniformitatea temperaturilor dintr-un strat fluidizat, unde gradienții de temperatură sînt practic absenți.

Majoritatea proceselor de transfer caloric din aparatele de fluidizare au loc între un perete solid și masa fluidizată. Dimensionarea din punct de vedere termic a aparatelor de fluidizare în sensul determinării suprafeței necesare pentru a efectua anumite schimburi calorice într-un strat fluidizat, presupune cunoașterea cantitativă a celui de al treilea tip de transfer caloric în strat fluidizat.

1. Transferul caloric între stratul fluidizat și o suprafață de schimb caloric

Mărimea transferului caloric între stratul fluidizat și o suprafață de schimb caloric depinde de geometria sistemului și din acest motiv se face o distincție între transferul prin pereți exteriori și transferul prin pereți interiori. Înainte de a se expune aceste două categorii de transfer caloric prin suprafețe de schimb, se va trata mecanismul procesului.

a) **Mecanismul transferului caloric în strat fluidizat.** Cantitatea de căldură Q schimbată între suprafața de transfer caloric și stratul propriu-zis se poate exprima prin relația:

$$Q=\alpha A(t_f-t_p) \qquad (1)$$

în care:

A este suprafața de schimb caloric, m^2;
t_f — temperatura stratului fluidizat, °C;
t_p — temperatura peretelui, °C;
α — coeficientul de transfer caloric între stratul fluidizat și suprafața de schimb, $kcal/m^2 \cdot h \cdot grd$.

Scanned with OKEN Scanner

Coeficientul de transfer calorific α depinde de următorii factori:

— proprietăţile solidului şi gazului;
— construcţia camerei de fluidizare (poziţia şi geometria suprafeţei de schimb);
— condiţiile de operare (debitul fluidului, înălţimea stratului, concentraţia solidului în strat).

Proprietăţile agentului de fluidizare care sînt luate în consideraţie sînt: conductibilitatea termică, greutatea specifică şi viscozitatea, iar proprietăţile solidului sînt: conductibilitatea termică, diametrul particulei, distribuţia granulometrică a particulelor, greutatea specifică şi căldura specifică a solidului.

Dintre variabilele enumerate mai sus, diametrul particulei, natura gazului şi viteza de fluidizare au influenţa cea mai mare asupra transferului caloric.

Influenţa vitezei de fluidizare. În fig. 37 este reprezentată variaţia coeficientului de transfer caloric în raport cu viteza gazului. În punc-

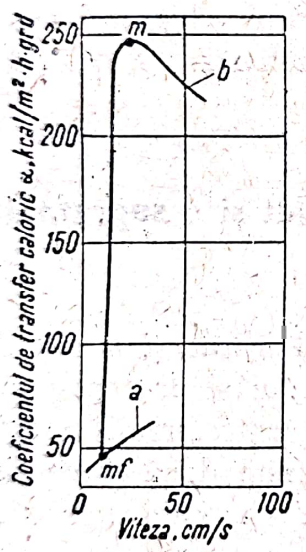


Fig. 37. Variaţia coeficientului de transfer caloric în funcţie de viteza agentului de fluidizare, pentru sistemul aer-pulbere de aluminiu:
a — strat fix; *b* — strat fluidizat.

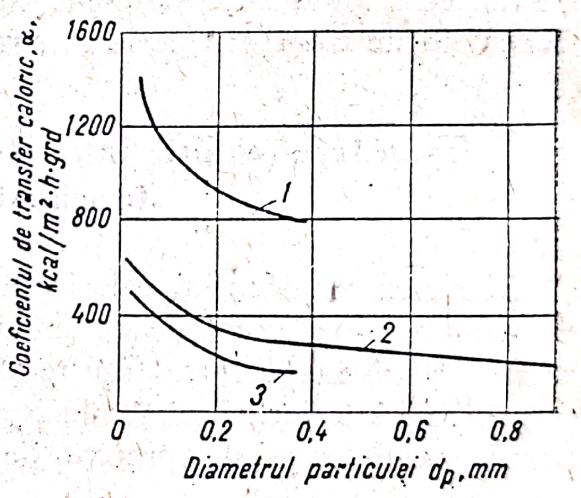


Fig. 38. Variaţia coeficientului de transfer caloric maxim în funcţie de diametrul particulei şi de natura gazului:
1 — H_2 (λ=0,16 kcal/m · h · grd.); *2* — aer (λ=0,022 kcal/m · h · grd.); *3* — CO_2 (λ=0,0137 kcal/m · h · grd).

tul *mf* de apariţie a fluidizării se produce o creştere pronunţată a transmisiei de căldură. În punctul *m*, α atinge o valoare maximă. Ramura descendentă a curbei corespunde stratului diluat.

Influenţa diametrului particulei. Valoarea maximă a coeficientului de transfer creşte sensibil cu scăderea diametrului particulei.

Scanned with OKEN Scanner

Influența naturii agentului de fluidizare. Valoarea maximă a coeficientului de transfer caloric variază în mare măsură cu natura agentului de fluidizare și anume cu conductibilitatea termică a acestuia.

În fig. 38 se poate constata importanța decisivă pe care o au diametrul particulei și natura agentului de fluidizare, asupra valorii maxime a coeficientului de transfer caloric.

Pînă în prezent nu s-a făcut o corelare completă a coeficienților de transfer caloric cu toate variabilele enumerate mai sus. Calitativ, transportul rapid al căldurii din particulele solide elimină gradienții de temperatură din interiorul stratului fluidizat. De exemplu, într-o sferă cu diametrul 3 m, în care se generează 50 000 kW, gradientul de temperatură dintre centru și periferie este de numai 35°C. În consecință, gradientul de temperatură se localizează într-un film subțire în imediata vecinătate a suprafeței de schimb. Grosimea acestui film este într-o oarecare măsură redusă de turbulența creată prin mișcarea particulelor solide. Diferența dintre temperatura stratului fluidizat și temperatura suprafeței de schimb poate fi deci asimilată cu gradientul de temperatură din acest film. În interiorul acestui film, căldura se transmite în cea mai mare măsură prin conductibilitate. Concentrarea gradientului de temperatură dintre stratul fluidizat și suprafața de schimb caloric, în stratul adiacent suprafeței, este singura observație confirmată de toți cercetătorii care s-au preocupat de transferul caloric în strat fluidizat. Mecanismul care duce la această situație nu este încă clarificat și s-au imaginat mai multe teorii care să explice omogenitatea temperaturilor într-un strat fluidizat.

Diferitele variante de mecanism imaginate se deosebesc între ele în funcție de concepția diferiților cercetători asupra fenomenului și de interpretarea pe care o dă fiecare observațiilor făcute în cadrul cercetărilor experimentale. Cum aceste observații diferă de multe ori de la un cercetător la altul, bineînțeles că și schemele propuse conțin elemente contradictorii.

Dow și Jakob [2] propun un mecanism care să explice neexistența gradienților radiali și longitudinali în stratul fluidizat. Ei pornesc de la ideea că explicarea acestor calități ale stratului fluidizat prin amestecarea foarte rapidă și contactul frecvent al particulelor cu pereții elementului încălzitor (respectiv răcitor) nu este verosimilă. Argumentele lor împotriva acestei teorii se bazează pe ideea că atît suprafața cît și timpul de contact sînt prea mici pentru a asigura un transfer de căldură apreciabil prin conductibilitate.

Mecanismul propus de ei constă într-un transfer radial de la peretele care schimbă căldura către stratul fluidizat, printr-un film de gaz foare subțire. Căldura trecută prin acest film este preluată de curentul

Scanned with OKEN Scanner

de particule care coboară în lungul peretelui și transportată la baza stratului fluidizat, unde se atinge instantaneu echilibrul termic între gazul rece care intră în strat și particule.

Acest mecanism este compatibil cu legile fundamentale ale transferului caloric, cu singura dificultate în explicarea formării unui film de gaz atît de subțire, încît să justifice mărimea excepțională a coeficientului de transfer. Probabil, mișcarea dezordonată a particulelor împiedică formarea unui film laminar de grosime normală, fără ca totuși să-l elimine complet. Mecanismul propus se poate verifica prin confruntarea valorii experimentale a grosimii filmului laminar cu valoarea dedusă teoretic pe baza acestui mecanism: concordanța dintre cele două valori este perfectă.

Mecanismul prevede următoarea situație: zona de temperatură uniformă, care se întinde în majoritatea stratului fluidizat poate fi distrusă dacă curgerea particulelor în lungul peretelui este împiedicată și particulele scurtcircuitează stratul. Cu acest argument Dow și Jakob explică faptul că în condiții de pistonare, gradienții de temperatură sînt mai mari și coeficienții de transfer caloric mai scăzuți.

Leva, Weintraub și Grummer [3] au conceput un mecanism bazat pe rezistența filmului laminar de gaz, care este mult redusă de mișcarea particulelor în lungul peretelui. Rezistența stratului fluidizat este considerată neglijabilă în comparație cu rezistența filmului. În această concepție, particulele solide lucrează numai ca promotori de turbulență, fără să contribuie efectiv la transportul căldurii. Aceasta rezultă și din faptul că din formulele lui Leva ș. a. lipsește căldura specifică a solidului c_s.

Van Heerden, Novel și Van Hrevelen [4], pornind de la constatarea că căldura specifică a solidului c_s este de aproximativ 1 000 ori mai mare decît căldura specifică a gazului c_g, în timp ce viteza medie a particulelor este de cel mult 10 ori mai mică, trag concluzia că transportul convectiv de căldură prin particulele în mișcare este preponderent asupra tuturor celorlalte moduri de transfer caloric. Ei argumentează această concepție prin valoarea excepțional de ridicată a conductibilității termice efective a stratului fluidizat, echivalentă ca ordin de mărime cu conductibilitatea calorică a metalelor și prin mărimea coeficientului de transfer între particule, care permite un transfer foarte rapid între particulele adiacente.

În această imagine, debitul interstițial de gaz ia imediat temperatura solidului, spre deosebire de concepția lui Dow și Jakob, conform căreia temperatura particulelor urmează temperaturii gazului înconjurător. Debitul interstițial de gaz servește ca agent de agitare și datorită lui conductibilitatea calorică a stratului fluidizat devine sensibil egală cu conductibilitatea lichidelor. Gazul interstițial ser-

Scanned with OKEN Scanner

veşte numai ca mediu pentru transferul caloric de la o particulă la alta şi de la particule la perete, prin conductibilitate. Schimbul rapid de căldură între diferitele părţi ale stratului fluidizat se face prin intermediul particulelor în mişcare.

E. Wicke şi F. Fetting [5] imaginează următorul mecanism: în lungul suprafeţei de schimb caloric se formează un film de cîţiva milimetri grosime, format din particule care se mişcă paralel cu suprafaţa, cu o viteză de cîteva ori mai mică decît viteza gazului. Pentru suprafeţele de schimb axiale, direcţia de mişcare a curentului de particule este ascendentă, în timp ce în cazul transferului prin pereţii externi, este descendentă. În cele ce urmează se va discuta cazul încălzirii axiale. Spre stratul fluidizat, acest curent de particule nu este bine delimitat: există o zonă de tranziţie, în care particulele marginale ale curentului axial se amestecă cu particulele din interiorul stratului fluidizat, sub acţiunea efectului radial de amestecare. Chiar în interiorul curentului axial are loc un schimb radial de particule, mai puţin intens decît în zona de tranziţie. După un anumit timp, respectiv o distanţă parcursă, toate particulele din curentul axial se schimbă cu particulele din interiorul stratului fluidizat. Mărimea acestui timp depinde de turbulenţa stratului.

Căldura transmisă prin suprafaţa de schimb a peretelui cald se repartizează în direcţie radială sau axială. La partea inferioară a peretelui cald unde curentul de particule se formează din stratul fluidizat, nu există diferenţă de temperatură între temperatura stratului şi temperatura curentului de particule. Porţiunea de căldură transmisă radial este deci nulă şi întreaga cantitate de căldură transmisă prin peretele de schimb este transportată în direcţie axială. La cote superioare, pe măsură ce înălţimea peretelui cald creşte, căldura transmisă axial scade pînă ce, la o anumită înălţime, devine egală cu zero. Paralel cu micşorarea porţiunii de căldură transmisă axial cîştigă în importanţă transportul de căldură în direcţie radială, care ia valoare maximă la nivelul unde căldura transmisă axial se anulează. Fenomenul se explică prin aceea că, la acest nivel, repartiţia radială a temperaturii în curentul de particule devine staţionară. Neexistînd gradient axial de temperatură, căldura transmisă axial devine egală cu zero, iar căldura transmisă radial ia valoarea maximă.

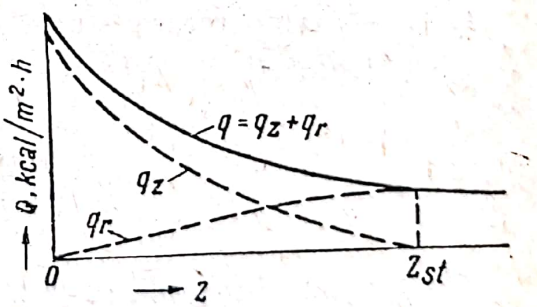


Fig. 39. Repartiţia căldurii transmise în direcţie axială şi radială, într-un strat fluidizat, în funcţie de înălţimea stratului.

Scanned with OKEN Scanner

În fig. 39 se reprezintă căldura transmisă radial q_r, respectiv căldura transmisă axial q_z în funcție de înălțime. Suma celor două cantități de căldură reprezintă cantitatea totală de căldură transmisă pe metrul pătrat și oră. Se observă din figură că $q_z^{max} > q_r^{max}$, constatare explicabilă prin rezistența termică ridicată a curentului de particule.

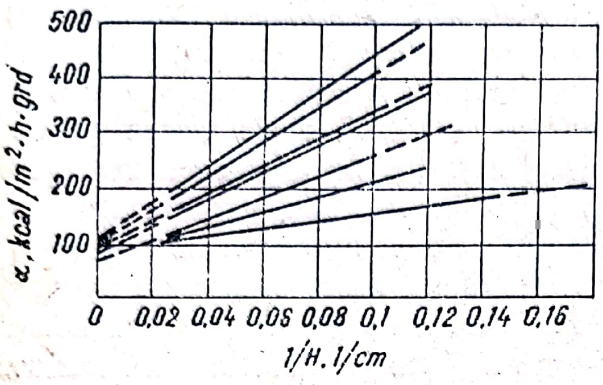


Fig. 40. Variația coeficientului de transfer caloric în funcție de inversa înălțimii stratului fluidizat, la o viteză de fluidizare constantă.

Pe baza mecanismului expus mai sus, Wicke și Fetting explică un fapt experimental observat și de alți cercetători [4] și anume influența înălțimii stratului fluidizat asupra coeficienților de transfer caloric (fig. 40).

Coeficientul de transfer caloric local α_z^* este proporțional cu suprafața de sub curba din fig. 39. Dincolo de înălțimea z_{st}, α_z^* ia o valoare constantă, care se poate exprima prin relația:

$$\alpha_{st} = \frac{q_r}{t_p - t_f} \qquad (2)$$

în care :

α_{st} este coeficientul de transfer caloric local, kcal/m² · h · grd;

q_r — cantitatea de căldură transmisă în direcție radială, pe unitatea de suprafață, kcal/m² · h;

t_p — temperatura peretelui, °C;

t_f — temperatura stratului fluidizat, °C.

Coeficientul de transfer caloric mediu pe un strat de înălțime h este :

$$\alpha = \frac{1}{h}\int_0^h \alpha_z^* \, dz \qquad (3)$$

Cînd $h > z_{st}$ integrala se poate subîmpărți în doi termeni:

$$\alpha = \frac{1}{h}\int_0^{z_{st}} [\alpha_z^* - \alpha_{st}] \, dz + \frac{1}{h}\int_0^h \alpha_{st} \, dz \qquad (4)$$

în care :

α_z^* este coeficientul de transfer local, la un nivel oarecare z, variabil;

α_{st} — coeficientul de transfer local, la nivele superioare nivelului z, constant.

Scanned with OKEN Scanner

Cum expresia de sub prima integrală nu depinde de înălțime, se notează cu $f(v)$. Se obține:

$$\alpha = \frac{f(v)}{h} + \alpha_{st} \tag{5}$$

În acest fel se verifică o relație stabilită experimental.

b) **Transferul caloric față de un perete exterior.** *Ecuații teoretice.* Înainte de a prezenta rezultatele experimentale ale diferiților cercetători care au studiat transferul caloric prin suprafețe de schimb exterioare, se vor expune în cele ce urmează cele două tentative de corelare teoretică a tuturor variabilelor care influențează fenomenul. Aceste tentative aparțin lui Leva [3], respectiv Levenspiel și Walton [6].

Deducerea ecuației lui Leva. Deși se bazează pe un mecanism controversat [6], corelația propusă de Leva reprezintă un progres important pe calea corelării teoretice complete a tuturor variabilelor de care depinde transferul caloric în strat fluidizat.

Energia necesară pentru fluidizare este dată de relația:

$$W_f = v \frac{\pi D_T^2}{4} \Delta PE \tag{6}$$

în care :

W_f este energia de fluidizare, kgm/s;
v — viteza liniară a fluidului, raportată la secțiunea totală, m/s ;
D_T — diametrul tubului, m;
ΔP — pierderea de presiune, kgf/m^2;
E — eficacitatea fluidizării, fără dimensiuni.

Leva definește eficacitatea fluidizării cu ajutorul relației:

$$E = \frac{G - G_e}{G}$$

în care :

G este viteza gravimetrică;
G_e — viteza gravimetrică necesară pentru a expanda un strat fix la un strat fluidizat cu aceeași fracție de goluri ε, calculată cu relația:

$$G_e = \frac{(1-\varepsilon_{mf})\,\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)\,\varepsilon_{mf}^3} G_{mf}$$

(Indicele *mf* se referă la fluidizarea incipientă, minim de fluidizare).

Scanned with OKEN Scanner

În fig. 41 este reprezentată diagrama care permite evaluarea eficacității fluidizării în funcție de viteza gravimetrică redusă G/G_{mf} și de diametrul particulei D_p.

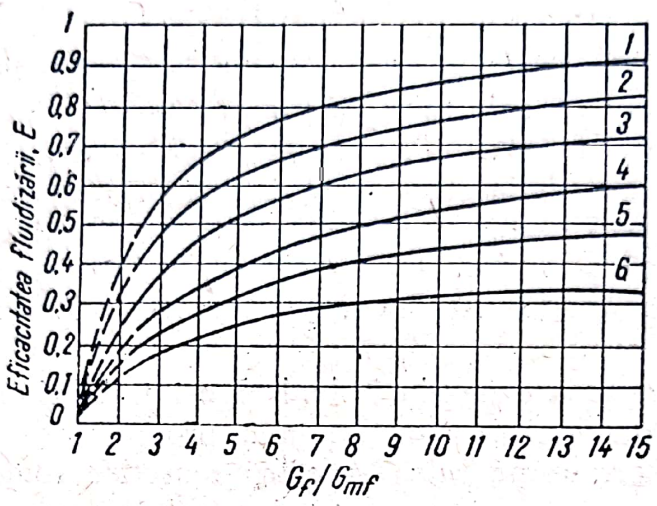


Fig. 41. Diagramă ajutătoare pentru calculul eficacității fluidizării:
1—$D_p = 50$ μ; *2*—$D_p = 100$ μ; *3*—$D_p = 150$ μ; *4*—$D_p = 200$ μ; *5*—$D_p = 250$ μ; *6*—$D_p = 300$ μ.

Cum fluidizarea se referă la mișcarea particulelor în strat, se mai poate scrie:

$$W_f = f \sum w s' \tag{7}$$

în care :

f este factorul de frictiune între particule, constant ;
Σw — greutatea totală a particulelor în strat, kgf;
s' — viteza medie absolută a particulelor, m/s.

Pe de altă parte, se poate scrie:

$$\Delta P = h_0 (1 - \varepsilon_0) (\gamma_p - \gamma_F) \tag{8}$$

$$\sum w = h_0 \frac{\pi D_T^2}{4} (1 - \varepsilon_0) \gamma_p \tag{9}$$

în care:

h este înălțimea stratului neexpandat, m;
ε_0 — fracția de goluri în stratul neexpandat, fără dimensiuni;
γ_F — greutatea specifică a fluidului, kgf/m^3;
γ_p — greutatea specifică a solidului, kgf/m^3.

Înlocuind (8) în (6) și (9) în (7) și egalînd cele două expresii ale energiei de fluidizare, se obține:

$$W_f = \frac{v D_T^2 \pi h_0 (1 - \varepsilon_0) (\gamma_p - \gamma_F)}{4} E = \frac{h D_T^2 \pi (1 - \varepsilon_0) \gamma_p f s'}{4} \tag{10}$$

După reducerea termenilor rezultă:

$$v \frac{\gamma_p - \gamma_F}{\gamma_p} E = f s' \tag{11}$$

Scanned with OKEN Scanner

Deoarece greutatea specifică a gazului este neglijabilă în raport cu greutatea specifică a solidului, ecuația (11) devine:

$$s' = f' v E \tag{12}$$

în care:

f' este valoarea inversă a lui f ($f' = 1/f$).

Componenta pe verticală a vitezei medii absolute este:

$$\frac{s'_v}{s'} = a \tag{13}$$

în care:

s'_v este componenta pe verticală a vitezei medii absolute a particulelor, m/s;

a — constantă.

Înlocuind în ecuația (12) valoarea lui s' așa cum rezultă din ecuația (13), se obține:

$$s'_v = f'' v E \tag{14}$$

în care:

$f'' = f' a =$ constant.

De componenta verticală a vitezei medii absolute a particulelor, precum și de viscozitatea fluidului depinde grosimea filmului de fluid de la pereții de schimb:

$$\frac{1}{\delta} = \psi \left(\frac{s'_v \gamma_F}{\eta g} \right) \tag{15}$$

în care:

g este accelerația pământească, m/s^2;

δ — grosimea filmului, m;

η — viscozitatea dinamică a fluidului, kgf · s/m^2.

Coeficientul de transfer caloric α în stratul fluidizat este dat de relația:

$$\alpha = \beta \frac{\lambda}{\delta} = \beta \lambda \psi \left(\frac{s'_v \gamma_F}{\eta g} \right) = \beta \lambda \psi \left(\frac{GE}{\eta g} \right) \tag{16}$$

în care:

λ este conductibilitatea termică a agentului de fluidizare, kcal/m · h · grd;

β — constantă;

G — viteza gravimetrică a agentului de fluidizare, kgf/m^2 · s.

Ecuația (16) devine omogenă din punct de vedere dimensional cînd:

$$\psi \left(\frac{GE}{\eta g} \right) = \frac{GE}{\eta g} \tag{17}$$

Scanned with OKEN Scanner

Dacă relația (17) este corectă, funcția $\log \alpha/\lambda = \psi\left(\frac{GE}{\eta g}\right)$ trebuie să reprezinte o dreaptă de pantă $m=+1$. Din fig. 42 rezultă tocmai acest lucru.

Valoarea constantei β din ecuația (16), dedusă din date experimentale, este $\beta=0{,}64$. Ținînd seama și de concluziile conținute în ecuația (17), ecuația (16) devine:

$$\alpha=0{,}64\frac{\lambda}{\eta g}GE \qquad (18)$$

Ecuația (18) se poate scrie într-o formă și mai simplă dacă se are în vedere constanța numărului Prandtl pentru gaze. Într-adevăr, în cazul gazelor Pr = 0,74 = constant și deci ecuația (18) se mai poate scrie și sub forma:

$$\alpha=0{,}86\cdot 3600\, c_p\, GE=3100\, c_p\, GE \qquad (19)$$

în care:

c_p este căldura specifică la presiune constantă, kcal/kg · grd.

Ecuația (19) reprezintă datele experimentale ale lui Leva cu o eroare medie de ± 22%.

Posibilități de extrapolare a ecuației (19). În cazul fluidizării incipiente, cînd $G_f = G_{mf}$, eficacitatea fluidizării este nulă și în conformitate cu ecuația (19) ar trebui ca și coeficientul de transfer caloric să fie nul. În realitate, coeficientul de transfer caloric nu poate fi nul atît la limita inferioară a stării fluidizate cît și chiar în domeniul stratului fix. Prin urmare ecuația (19) este discontinuă și nu este valabilă în domeniul nefluidizat. Intervalul inferior de aplicabilitate este limitat de o eficacitate de fluidizare $E=0{,}4$, ceea ce echivalează cu un debit de fluidizare de 2—3 ori mai mare decît debitul minim de fluidizare. Extrapolarea la debite mai mari nu dă loc la erori.

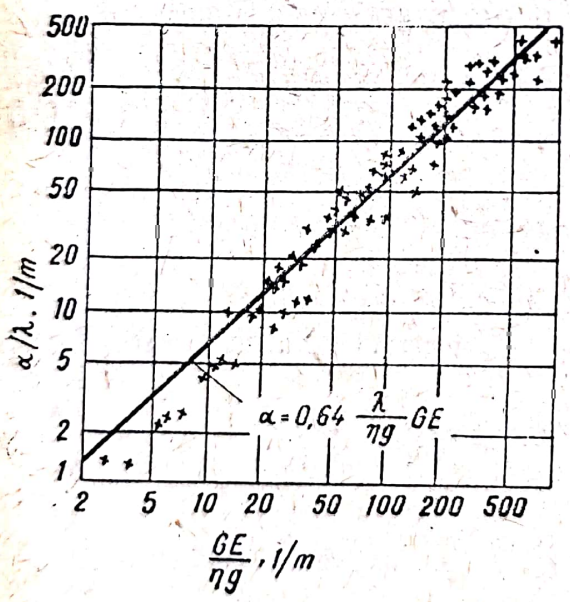


Fig. 42. Reprezentarea grafică a ecuației (16).

Ecuația lui Levenspiel și Walton [6]. Pe baza conceptului filmului laminar de fluid care se formează în imediata vecinătate a peretelui (v. teoria expusă mai sus în legătură cu mecanismul transferului caloric în strat fluidizat), Levenspiel și Walton au

dezvoltat o ecuație teoretică pentru prezicerea coeficientului de transfer caloric în strat fluidizat.

După cum s-a spus mai înainte, conform teoriei filmului laminar, căldura se transmite prin acest film printr-un mecanism bazat pe conductibilitate, rezistența termică a acestui film fiind principala rezistență care se opune trecerii căldurii între stratul fluidizat și pereți. În consecință, coeficientul de transfer caloric este dat de expresia:

$$\alpha = \frac{\lambda}{y^*} \tag{20}$$

în care y^* este grosimea medie a filmului laminar.

Se pune problema determinării acestei grosimi, în diferite condiții de operare și la diferite sisteme gaz-solid.

Levenspiel și Walton s-au preocupat exclusiv de cazul particulelor sferice. Ei au demonstrat că grosimea medie a filmului laminar este în acest caz egală cu:

$$y^* = \frac{10\left(\frac{\eta g}{G}\right)^{1/2}}{3D_r}\left[\left\{D_r + \frac{(0{,}1073\,D_p)^2}{25\left(\frac{\eta g}{G}\right)}\right\}^{3/2} - \frac{(0{,}1073\,D_p)^3}{25\left(\frac{\eta g}{G}\right)^{3/2}}\right] \tag{21}$$

în care:

$$D_r = \frac{\pi D_p}{6(1-\varepsilon)}. \tag{22}$$

Prin înlocuirea ecuației (20) și (22) în (21) se obține pentru α expresia:

$$\alpha = \frac{1{,}8\,\lambda\,(1-\varepsilon)}{\pi D_p X}\left[\frac{\pi D_p G}{6(1-\varepsilon)\,\eta g}\right]^{1/2} \tag{23}$$

în care:

$$X = \left[\left\{1 + \left(\frac{0{,}1073}{5}\right)^2 \frac{6(1-\varepsilon)\,D_p}{\pi\left(\frac{\eta g}{G}\right)}\right\}^{3/2} - \left(\frac{0{,}1073}{5}\right)^2 \frac{6(1-\varepsilon)\,D_p}{\pi\left(\frac{\eta g}{G}\right)}\right]^3 \tag{24}$$

Ecuația teoretică (23) a fost verificată cu datele experimentale ale diferiților cercetători [1, 5, 7]. Aceste verificări au confirmat justețea ecuației (23) ca relație funcțională între coeficientul de transfer caloric și parametrii de care depinde acesta. Coeficientul numeric al ecuației (23) nu s-a confirmat însă, constatîndu-se sistematic că se obțin valori prea mici pentru coeficientul de transfer caloric, în raport cu valorile experimentale. Relația funcțională fiind corectă, prin modificarea coeficientului numeric, s-a reușit o corelare satisfăcătoare a datelor experimentale.

Scanned with OKEN Scanner

Ecuații empirice. Determinarea coeficienților de transfer caloric între stratul fluidizat și un perete exterior a format obiectivul investigațiilor multor cercetări. Rezultatele obținute reprezintă mai mult corelări empirice care nu includ toate variabilele importante necesare pentru o corelare generală. De aceea, folosirea acestor corelări trebuie făcută cît mai judicios, în sensul respectării condițiilor de operare și a domeniului de variație al parametrilor studiați.

În cele ce urmează se vor prezenta rezultatele obținute de diferiți cercetători în studiul coeficienților de transfer caloric între stratul fluidizat și un perete exterior, indicîndu-se în același timp și condițiile de operare.

Mickley și Trilling [7] au fluidizat sfere de sticlă cu aer, în tuburi de 25—100 mm încălzite electric în exterior, variind:

— diametrul particulei D_p, între 450 și 40 μ;

— viteza de fluidizare v_s între 0,24 și 4,5 m/s;

— greutatea specifică a stratului fluidizat γ_f, între 16 și 1 120 kgf/m^3.

S-a găsit că coeficientul de transfer caloric în strat fluidizat depinde de acești parametri, grupați într-un factor dimensional, $\gamma_f G/D_p^3$. Funcția:

$$\alpha = 0{,}058 \left(\frac{\gamma_f G}{D_p^3} \right)^{0{,}263} \tag{25}$$

reprezintă datele experimentale ale lui Mickley și Trilling cu o precizie de $\pm$ 25%.

Pentru evaluarea coeficienților de transfer cu formula lui Mickley și Trilling nu trebuie să se modifice modul de calcul al diferenței de temperatură dintre strat și perete. Calculul trebuie să se efectueze prin integrarea pe înălțimea stratului fluidizat a diferenței de temperatură între strat și perete.

Coeficienții de transfer caloric între stratul fluidizat și pereții exteriori au mai fost determinați și de Leva [3] în cazul fluidizării nisipului sau catalizatorilor Fischer-Tropsch cu aer, heliu sau bioxid de carbon. El a variat diametrul particulei, înălțimea stratului între 60 și 120 mm și greutatea specifică a solidului între 45 și 80 kgf/m^3.

Între aceste limite, diametrul și înălțimea stratului, ca și greutatea specifică a solidului, nu au un efect important asupra coeficienților de transfer caloric.

M. Leva [3] și-a corelat datele experimentale prin formula:

$$\alpha = 0{,}64 \frac{\lambda G}{\eta g} E \tag{26}$$

care după cum s-a arătat mai sus are o bază teoretică.

Scanned with OKEN Scanner

Conductibilitatea termică și viscozitatea fluidului, omise în ecuația (25), apar în relația lui Leva. Prin intermediul conceptului de „eficacitate a fluidizării" se pune în evidență influența separată a greutății specifice a solidului și a fluidului asupra coeficientului de transfer caloric. De asemenea, se ia în considerație factorul de formă și procentul de goluri. În corelație nu apare greutatea specifică a stratului fluidizat deoarece aceasta este o funcție simplă de greutatea specifică a solidului, respectiv a fluidului și de viteza gravimetrică a fluidului. Includerea tuturor acestor trei variabile independente justifică omisiunea variabilei dependente, greutatea specifică a stratului fluidizat. În timp ce corelația lui Mickley și Trilling este limitată la particule sferice de formă regulată, corelația lui Leva, care se aplică la particule de forme și de granulometrii diferite, este în mod special utilă pentru prezicerea transferului caloric în majoritatea sistemelor din practică, în care nu există particule sferice de mărime uniformă.

Folosirea ecuației (26) cere cunoașterea mai multor date. Leva a propus și o relație mai puțin precisă, dar mai comodă, deoarece nu necesită informații speciale:

$$\alpha = 0{,}28\, c_p G^{1{,}15} \tag{27}$$

în care:

α este coeficientul de transfer caloric, kcal/m$^2 \cdot$ h $\cdot$ grd;
c_p — căldura specifică a fluidului, kcal/kg $\cdot$ grd;
G — debitul gravimetric specific al fluidului, kg/m$^2 \cdot$ h.

Ecuația (27) este o relație pur empirică, reprezentînd datele lui Leva cu o eroare de $\pm 27\,\%$.

Tot lui Leva [8] îi aparține și o altă tentativă de corelare a coeficienților de transfer caloric în strat fluidizat:

$$\alpha = 3{,}25 \cdot 10^7 \lambda D_p \left(\frac{D_p G E}{\eta g R}\right)^{0{,}6} \tag{28}$$

în care R este raportul de expansiune al stratului, determinat prin raportul dintre înălțimea stratului după expansiune și înălțimea inițială a stratului. Acest raport se poate calcula cu ajutorul diagramei din fig. 43.

Altă corelație empirică a fost propusă de Van Heerden [4]:

$$\frac{\alpha}{c_p G} = \left(\frac{c_p \eta g}{\lambda}\right)^{0{,}5} \left(\frac{\gamma_F \gamma_{fmin} D_p}{\eta^2 g}\right)^{0{,}45} \left(\frac{\gamma_{fmin}}{\gamma_F}\right)^{0{,}18} \left(\frac{c_s}{c_p}\right)^{0{,}36} \psi\left(\frac{G}{G_{mf}}\right) \tag{29}$$

Cînd $1 < \frac{G}{G_{mf}} < 30$, funcția $\psi\left(\frac{G}{G_{mf}}\right)$ este dată de relația:

$$\psi\left(\frac{G}{G_{mf}}\right) = 0{,}035 \left(\frac{G}{G_{mf}} - 1\right)^{0{,}36} \tag{30}$$

Scanned with OKEN Scanner

Dow și Jakob [2] au corelat datele experimentale pe bază de analiză dimensională. Ei au selecționat factorii care decid mărimea trans-

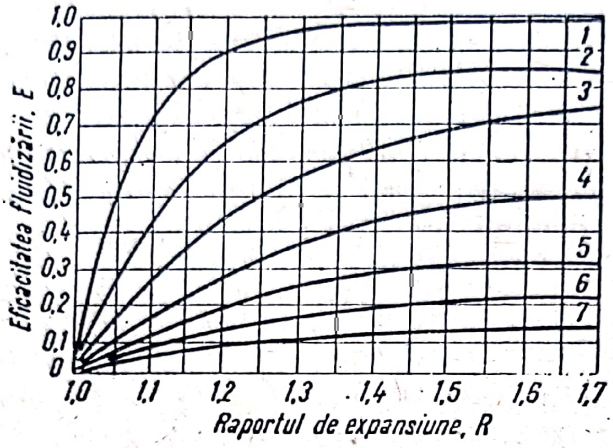


Fig. 43. Diagrama ajutătoare pentru calculul raportului de expansiune al stratului: *1*—$D_p = 50$ μ; *2*—$D_p = 100$ μ; *3*—$D_p = 150$ μ; *4*—$D_p = 200$ μ; *5*—$D_p = 250$ μ; *6*—$D_p = 300$ μ; *7*—$D_p = 350$ μ.

ferului caloric pornind de la concepția lor asupra mecanismului transferului caloric în strat fluidizat, concepție care a fost expusă mai înainte.

Mai jos sînt grupați factorii care influențează transferul caloric în strat fluidizat.

1. Viteza gazului raportată la tubul gol v
2. Înălțimea stratului . . . . . b
3. Diametrul mediu al particulei . . . . . D_p
4. Diametrul tubului . . . . . D_T
5. Greutatea specifică a solidului . . . . . γ_p
6. Căldura specifică a solidului . . . . . c_s
7. Greutatea specifică a gazului . . . . . γ_F
8. Căldura specifică a gazului . . . . . c_p
9. Conductibilitatea termică a gazului . . . . . λ
10. Viscozitatea gazului . . . . . η
11. Procentul de goluri . . . . . ε
12. Coeficientul mediu de transfer caloric . . . . α
13. Accelerația pămîntească . . . . . g

Din analiza dimensională rezultă următoarea ecuație, formată din grupuri nedimensionale:

$$\frac{\alpha D_T}{\lambda} = \text{const}\left(\frac{L}{D_T}\right)\left(\frac{D_T}{D_p}\right)\left(\frac{c_p \eta g}{\lambda}\right)\left(\frac{D_p G}{\eta g}\right)\left(\frac{\gamma_p c_s}{\gamma_F c_p}\right)\frac{(1-\varepsilon)(\gamma_p - \gamma_F) D_p}{\eta^2 g} \quad (31)$$

Ultimul grup reprezintă raportul dintre forța gravitațională și forța de rezistență la curgerea gazului printre particule. S-a constatat că influența acestui termen asupra numărului Nusselt $\left(\frac{\alpha D_T}{\lambda}\right)$, este neglijabilă și în consecință a fost eliminat. Influența celorlalți termeni a fost cercetată în încercări individuale, în cursul cărora toți ceilalți parametri rămîneau constanți. S-a găsit:

$$\frac{\alpha D_T}{\lambda} = 0{,}5 \left(\frac{D_T}{h}\right)^{0{,}65} \left(\frac{D_T}{D_p}\right)^{0{,}17} \left(\frac{\gamma_p c_s}{\gamma_F c_p}\right)^{0{,}25} \left(\frac{D_T G}{\eta g}\right)^{0{,}8} \qquad (32)$$

Numărul Prandtl $\left(\frac{c_p \eta g}{\lambda}\right)$ fiind constant în toate determinările experimentale a fost înglobat în constantă.

Corelația propusă neglijează influența factorului de formă. În condiții de fluidizare liniștită, în fază densă, în absența pistonării sau a canalizării, această corelație reproduce rezultatele experimentale cu o eroare de $\pm 10\%$.

Ecuația lui Dow și Jakob trebuie considerată ca o relație empirică care este consistentă din punct de vedere al analizei dimensionale.

Corelația exprimată în ecuația (32) concordă cu toate datele publicate în literatură, deși acestea nu se aseamănă din punct de vedere al aparaturii de experimentare și din punct de vedere al variabilelor urmărite.

În literatură [9] s-a propus o nomogramă pentru calculul coeficientului de transfer caloric, care este reprezentată în fig. 44. Această nomogramă rezolvă grafic ecuația:

$$\frac{\alpha D_p}{\lambda g} = 0{,}16 \left(\frac{c_s \gamma_s D_p^{1{,}5} g^{0{,}5}}{\lambda g}\right)^{0{,}4} \left(\frac{D_p G_f E}{\eta g R}\right)^{0{,}36} \qquad (33)$$

propusă de Wen și Leva [10].

Alegerea tipului de corelație care trebuie folosită pentru estimarea coeficienților de transfer caloric în strat fluidizat se face pe criteriul unei cît mai bune similitudini în privința condițiilor de operare.

c) **Transferul caloric între stratul fluidizat și o suprafață interioară imersată.** Valorile coeficientului de transfer caloric în lungul unei suprafețe interioare imersate în stratul fluidizat diferă într-o oarecare măsură de cele în lungul suprafeței exterioare. Aceste două tipuri de suprafețe se deosebesc din punct de vedere al orientării geometrice în raport cu stratul fluidizat. O suprafață imersată este concavă în raport cu stratul, în timp ce suprafața exterioară se comportă invers. Această diferențiere geometrică schimbă fluidizarea de la un caz la altul. Efectul de pistonare care tinde să apară în straturile de

Scanned with OKEN Scanner

concentrație mare la viteze mari ale gazului devine mai puțin pronunțat în lungul suprafeței imersate. Așa se explică de ce viteza gazului nu influențează coeficientul de transfer caloric în lungul unei suprafețe imersate într-un strat fluidizat.

O altă cauză a deosebirilor care există între cele două tipuri de suprafețe de schimb caloric (extern sau intern) rezidă chiar în structura

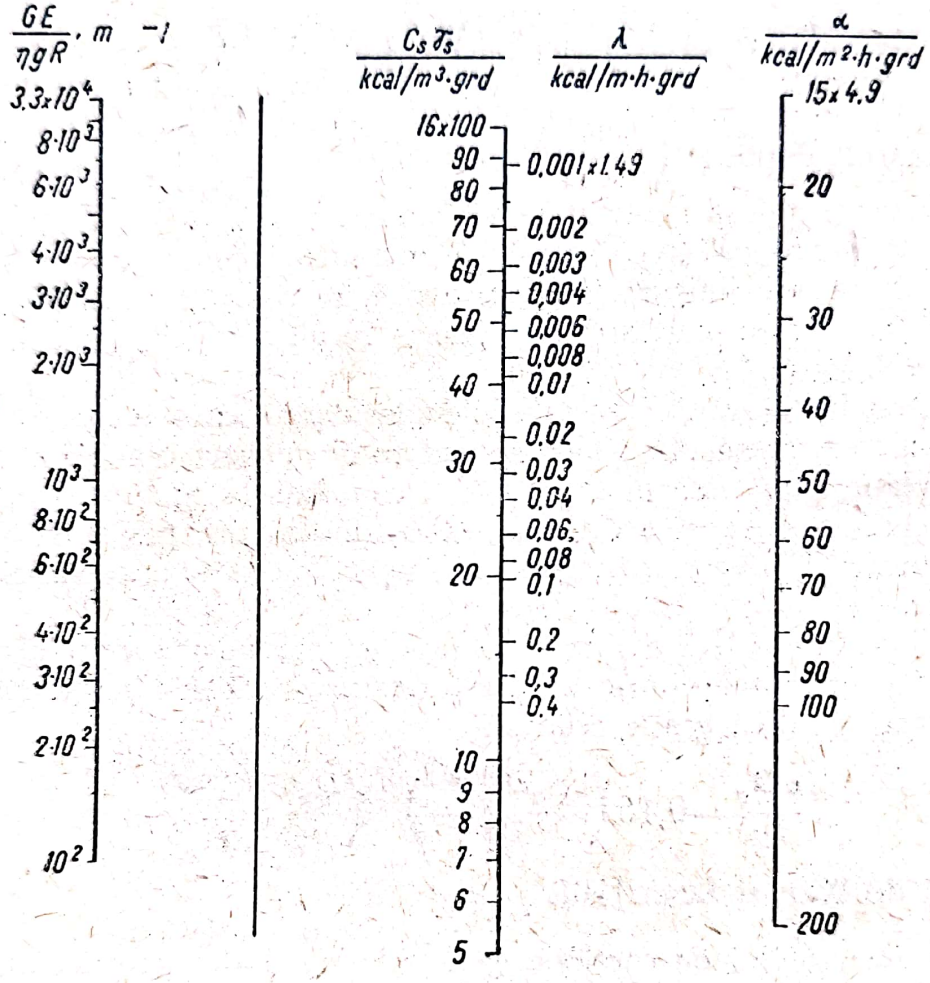


Fig. 44. Nomogramă pentru calculul coeficientului de transfer caloric.

intimă a stratului fluidizat care se deosebește de la un caz la altul. Stratul fluidizat turbulent, se consideră că este format din două faze: o fază continuă, formată din particule solide, distribuite uniform în curentul de gaz și o fază discontinuă formată din bule de gaz, care străbat stratul. Bulele tind în general să se urce în strat în zona centrală a fluidizatorului și cum suprafețele de schimb sînt imersate în aceeași regiune, prezența bulelor are asupra acestora un efect complex. Pe de o parte activează mișcarea particulelor la nivelul suprafeței și prin aceasta mărește transferul de căldură, iar pe de altă parte for-

Scanned with OKEN Scanner

marea bulelor de dimensiuni mari reduce suprafața de contact dintre faza continuă a stratului și elementul încălzitor și prin aceasta, micșorează fluxul caloric într-o oarecare măsură.

Din examinarea tuturor datelor publicate, rezultă anumite caracteristici comune. Coeficienții de transfer caloric cresc în general cu viteza atingînd un maxim, apoi scad rapid la viteze mai mari pînă la valori inferioare coeficienților de transfer pentru pereți exteriori. Explicația acestui fenomen este următoarea: viteza mărește turbulența și

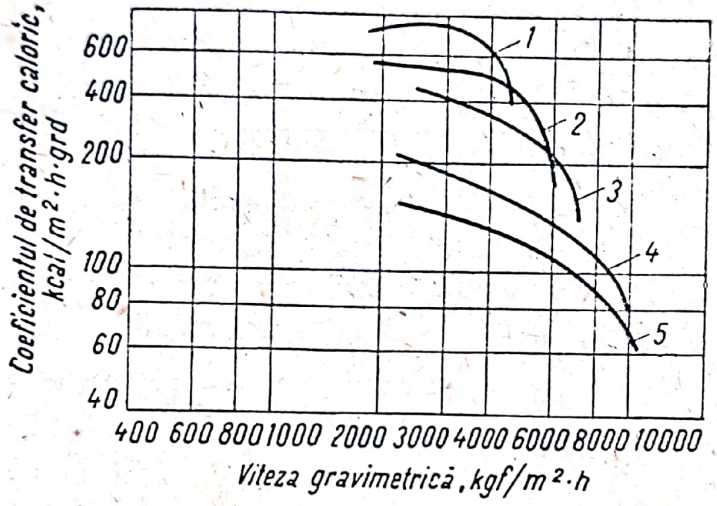


Fig. 45. Variația coeficientului de transfer caloric cu viteza gravimetrică a gazului într-un strat fluidizat cu încălzire interioară:
1—D_p=40 μ; *2*—100 μ; *3*—150 μ; *4*—280 μ; *5*—445 μ.

prin aceasta favorizează transferul, însă peste o anumită limită, acest efect este contrabalansat de formarea unor bule mari de gaz care micșorează suprafața de contact cu elementul încălzitor. Fenomenul este caracteristic pentru particulele de diametru mare. Particulele mai mici fiind expuse mai mult la fenomenul de canalizare nu se comportă la fel (v. fig. 45).

Efectul diametrului particulei. S-a constatat creșterea coeficientului de transfer caloric paralel cu scăderea diametrului particulei, dacă greutatea specifică a stratului fluidizat rămîne constantă.

Efectul vitezei agentului de fluidizare este mult mai mic decît în cazul transferului către pereții exteriori. Viteza particulelor în lungul suprafeței imersate este mare chiar la viteze mici ale gazului. O creștere a vitezei gazului nu modifică sensibil viteza particulelor în această regiune.

În literatură [7, 11] se propun corelări grafice prin intermediul a trei grupuri nedimensionale: numărul lui Nusselt, numărul lui Reynold

Scanned with OKEN Scanner

și raportul v/v_{mf}. Cu excepția particulelor mici, la viteze mici, cînd canalizarea este inevitabilă, punctele experimentale [10] se așază bine în lungul dreptei (v. fig. 46) a cărei ecuație este:

$$\frac{\alpha D_p}{\lambda} = 3{,}75 \left(\frac{D_p G_{mf}}{\eta g} \lg \frac{v}{v_{mf}} \right)^{0{,}47} \tag{34}$$

Coeficientul de transfer caloric calculat din numărul lui Nusselt exprimat cu relația (34) deviază față de valoarea experimentală cu

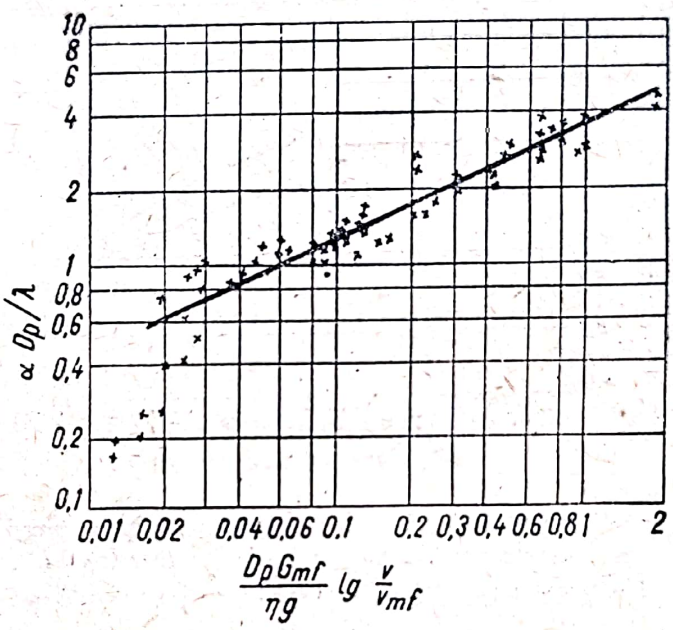


Fig. 46. Coeficientul de transfer caloric în cazul suprafețelor de schimb inversate în stratul fluidizat.

$\pm 5\%$. Alte încercări de corelare se bazează pe alte grupuri nedimensionale, ca de exemplu numărul lui Péclet și Nusselt. Aceste corelări nu satisfac toate datele experimentale.

2. Transferul caloric între particulele solide și agentul de fluidizare

S-a arătat mai înainte importanța transferului caloric, de la particulele solide la fluid, în legătură cu exprimarea temperaturii solidului din temperatura gazului. S-a menționat de asemenea că lipsa gradienților de temperatură în stratul fluidizat se datorește tocmai mărimii excepționale a acestui transfer.

Căldura transmisă q între fluid și particulele solide se poate exprima cu relația:

$$q = \alpha A (t_F - t_p) \tag{35}$$

în care:

t_F este temperatura fluidului;

t_p — temperatura particulei.

Mărimea excepțională a căldurii transmise se datorește în primul rînd valorii foarte mari a suprafeței de transfer, care însumează suprafața laterală a tuturor particulelor cu dimensiuni mici care alcătuiesc stratul fluidizat și care în comparație cu suprafața laterală a particulelor dintr-un strat fix este de aproximativ 4 300% mai mare (cifra reprezintă comparația dintre particule de 200 mesh[1]) și sfere cu diametrul 0,25").

Studiul transferului caloric între particulele solide și agentul de fluidizare presupune măsurarea separată a temperaturii solidului și a gazului și în acest sens s-au făcut foarte multe încercări. Unele se bazează pe fluidizarea unui material umed la care agentul de fluidizare joacă rol de agent de uscare. În acest caz, temperatura solidului se poate considera uniformă și egală cu temperatura gazului saturat care părăsește coloana. Considerînd temperatura înregistrată de o serie de termocuple imersate la diferite nivele în strat, drept temperatura gazului, s-a obținut [12] următoarea corelație, care exprimă α în funcție de majoritatea variabilelor sistemului, din care lipsesc doar greutatea specifică a particulei și fracția de goluri:

$$\frac{\alpha D_p}{\lambda} = 0{,}0135 \left(\frac{D_p G}{\eta g}\right)^{1{,}3} \tag{36}$$

Pe lîngă modul de evaluare al temperaturilor din strat, a cărui exactitate este îndoelnică, deducerea ecuației (*35*) mai conține un element nesigur, în ceea ce privește modul de evaluare al suprafeței particulelor. Evaluarea s-a făcut pe baza observării uzuale a înălțimii stratului, presupunînd că particulele au forma sferică.

Walton ș. a. [13] descriu diferite încercări de uscare în strat fluidizat, în care măsoară temperatura gazului cu termocuple speciale și temperatura solidului cu termocuple obișnuite, imersate în strat. Coeficienții de transfer caloric calculați în acest fel reprezintă valori limită superioare. În paralel, Walton ș. a. calculează o altă serie de valori asimilînd temperatura solidului cu temperatura de ieșire a aerului saturat din sistem. În acest fel se obțin valori minimale pentru coeficientul de transfer. Corelația propusă de Walton are forma:

$$\alpha = 1{,}3 \cdot 10^{-3} G^{1{,}7} D_p^{0{,}5} \tag{37}$$

în care G este viteza gravimetrică a fluidului, kgf/m^2 · h.

[1]) Unitate anglo-saxonă (număr de ochiuri pe țol liniar).

Scanned with OKEN Scanner

O determinare experimentală mai corectă a coeficienților de transfer caloric între particula solidă și fluid a fost propusă în literatura recentă [14]. Ea constă în încălzirea unor particule reci într-un curent de gaz fierbinte. Procesul are loc în regim nestaționar și permite calculul coeficientului de transfer pe baza temperaturii de intrare t_i a gazului în stratul fluidizat și a temperaturii de ieșire t_0 a gazului din strat. Temperatura t_i este constantă în timp, iar temperatura t_0 variază cu timpul. Se folosește ecuația:

$$t_i - t_0 = \beta e^{-\varrho\theta} \tag{38}$$

în care:

$$\varrho = \frac{\alpha A w c_p}{W c_s (\alpha A + w c_p)}$$

$\beta = (t_i - t_0)$ (la începutul determinării experimentale).

S-a notat:

A — suprafața laterală a particulelor solide, m^2;
W — cantitatea de particule solide, kg;
w — debitul gravimetric al gazului, kgf/h;
c_p — căldura specifică a gazului, kcal/kg · grd;
c_s — căldura specifică a solidului, kcal/kg · grd.

Celelate notații se păstrează ca în ecuațiile precedente. Cu ajutorul ecuației (37) s-au calculat coeficienți de transfer caloric surprinzător de mici (între 0,35 kcal/m^2 · h · grd. și 4,5 kcal/m^2 · h · grd). Acest rezultat se pune pe seama unui echilibru termic incomplet.

D. Transferul de masă în strat fluidizat

Transportul de masă de la un curent de fluid către particule solide sau invers, are loc în mai multe trepte. Dintre acestea, difuziunea în porii solidului, adsorbția, respectiv desorbția pe suprafața internă a solidului sau eventual reacția cu solidul, sînt procese care nu se modifică odată cu schimbarea condițiilor de contactare a gazului cu solidul, ca de exemplu trecerea de la stratul fix la stratul fluidizat. Din punct de vedere cinetic, singura diferențiere care însoțește schimbarea regimului de lucru constă într-o variație a vitezei transportului de masă prin fluid, către suprafața exterioară a particulei solide.

Pentru a se putea evalua transportul de acasă din curentul de fluid la particula solidă, s-a presupus existența unui film fictiv de fluid la interfața dintre cele două faze. În acest film este concentrată rezistența la difuziune a componentului care difuzează. Viteza procesului de difuziune este funcție de diferența de concentrație sau de presiune a componentului respectiv, între curentul de fluid și interfață. Pentru a elimina dificultatea de a determina grosimea filmului staționar și

Scanned with OKEN Scanner

rezistența lui la difuziune, s-a introdus noțiunea de coeficient de transport de masă, care include toate caracteristicile sistemului și condițiile de operare. Coeficienții de transport de masă sînt definiți prin ecuațiile:

$$k_g = \frac{-dN/dA}{p_g - p_i} \tag{1}$$

$$k_l = \frac{-dN/dA}{c_i - c_l} \tag{2}$$

în care:

i este un indice referitor la interfață;
l, g — indice referitor la curentul de lichid, respectiv gaz;
k — coeficient de transfer de masă, kmol/m^2 · h · at, respectiv kmol/m^2 · h;
N — numărul de moli transferați în unitatea de timp, kmol/h;
A — suprafața de transfer, m^2;
p — presiunea componentului care difuzează, at;
c — concentrația componentului care difuzează, kmol/kmol.

Ecuațiile (1) și (2) presupun determinarea experimentală a coeficienților de transport de masă, operație foarte dificilă și în cele mai multe cazuri, imposibil de realizat. Din acest motiv, în transferul de masă se lucrează de preferință cu factorul de transfer de masă j_D care permite prezicerea vitezei procesului de difuziune în absența datelor experimentale pe baza analogiei cu transferul caloric. Mecanismele celor două procese sînt similare, așa încît, după cum era de prevăzut, pentru transferul de masă se obțin relații analoge celor caracteristice transferului de căldură:

$$j_D = \frac{P_{Bm}\, k_g}{G/M_g} \left(\frac{\eta g}{\gamma D}\right)^{2/3}_g \tag{3}$$

$$j_D = \frac{k_L}{G/M_L} \left(\frac{\eta g}{\gamma D}\right)^{2/3}_L \tag{4}$$

în care:

P_{Bm} este presiunea medie a componentului care nu difuzează, at;
k — coeficientul de transfer de masă { kmol/m^2 · h · at pentru gaz; kmol/m^2 · h pentru lichid;
M — greutatea moleculară a amestecului, kg/kmol;
η — viscozitatea dinamică, kg · s/m^2;
g — accelerația pămîntească, m/s^2;
γ — greutatea specifică, kgf/m^3;
D — constanta de difuziune, m^2/s;
G — viteza gravimetrică a fluidului, kg/m^2 · h;
g — indice referitor la gaz;
L — indice referitor la lichid.

Scanned with OKEN Scanner

Datele de transfer de masă publicate în literatură se caracterizează în general printr-o neconcordanță perfectă, mai ales în ceea ce privește influența mărimii particulelor și a naturii gazului. Neconcordanța provine în primul rînd din erori de experimentare, legate de modul de lucru al fiecărui cercetător și de sistemul fluid-solid folosit [15—18].

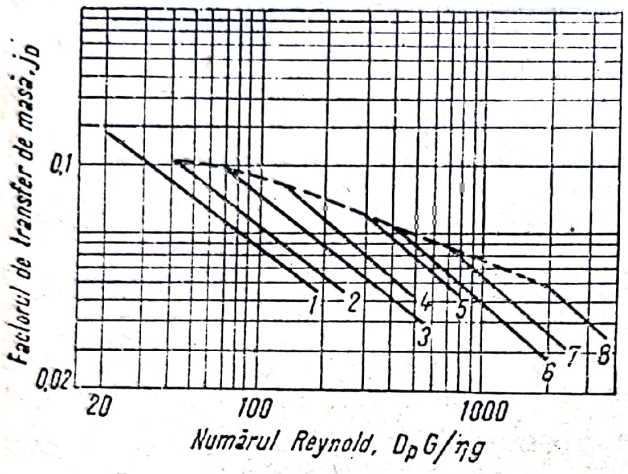


Fig. 47. Reprezentarea datelor de transfer de masă ale lui Ju Chin Chu [19] în funcție de numărul Reynold:

1 — mărgele de sticlă; *2* — alice de plumb mici D_p=0,7 mm; *3* — sămînță de rapiță D_p=0.725 mm; *4* — alice de plumb mijlocii D_p=1,25 mm; *5* — alice de plumb mari D_p=1,95 mm; *6* — cilindri mici din plexiglas D_p=5,4 mm; *7* — cilindri mijlocii din plexiglas D_p=8,3 mm; *8* — cilindri mari din plexiglas D_p=13,5 mm.

În comparație cu metodele celorlalți cercetători, metoda lui Ju Chin Chu și colab. [19] este cea mai puțin susceptibilă la erori și acest lucru se reflectă în rezultatele excelente obținute de acești autori în încercările lor de a corela datele experimentale.

În fig. 47 este reprezentat factorul j_D exprimat de ecuația (3), în funcție de numărul lui Reynold [19]. Se obține o curbă unică pentru stratul fix și mai multe curbe pentru stratul fluidizat format din particule de diferite mărimi.

Se observă că ritmul de scădere al factorului de transfer de masă se accelerează cînd numărul Reynold trece în domeniul stratului fluidizat.

Corelația exprimată în fig. 47 nu este o corelație generală, deoarece depinde de starea (fluidizată sau nu) și de natura sistemului. Corelînd factorul j_D în funcție de numărul lui Reynold modificat $\left[\frac{D_p G}{\eta g (1-\varepsilon)}\right]$ se obține însă o curbă unică, pe care se așază deopotrivă punctele reprezentative pentru stratul fix și fluidizat, indiferent de natura sistemului. În fig. 48 este reprezentată această corelație generalizată. Trebuie subliniat că numărul lui Schmidt $\frac{\eta g}{\gamma D_p}$ conținut în factorul j_D din ordonata diagramei din fig. 48, variază în încercările raportate de autori între 0,6—10 600. Rezultă de aici marea diversitate a sistemelor gaz-solid, respectiv lichid-solid, cercetate și devine cu atît mai remarcabilă performanța corelării datelor experimentale într-o curbă unică.

Scanned with OKEN Scanner

Curba din fig. 48 are două regiuni distincte, una în domeniul numerelor Reynold mici, corespunzătoare regimului laminar şi una în domeniul numerelor Reynold mari, corespunzătoare regimului turbulent. Ecuaţiile caracteristice pentru cele două regiuni sînt:

$$j_D = 1{,}77\left[\frac{D_p G}{\eta g\,(1-\varepsilon)}\right]^{-0{,}44} \quad \text{pentru } 30 < \frac{D_p G}{\eta g\,(1-\varepsilon)} < 5000 \qquad (5)$$

$$j_D = 5{,}7\left[\frac{D_p G}{\eta g\,(1-\varepsilon)}\right]^{-0{,}78} \quad \text{pentru } 1 < \frac{D_p G}{\eta g\,(1-\varepsilon)} < 30 \qquad (6)$$

Analogia dintre transferul de masă şi pierderea de presiune. Existenţa unei relaţii cantitative între transferul de masă şi pierderea de presiune este foarte interesantă din punct de vedere practic deoa-

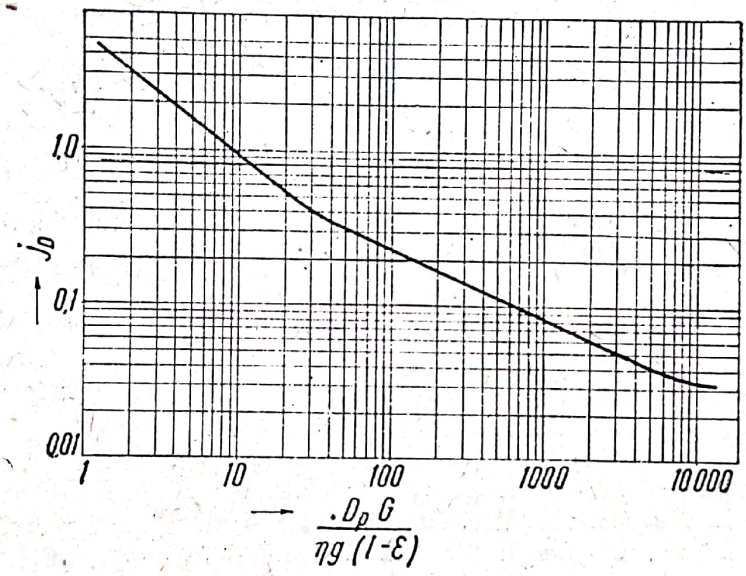


Fig. 48. Reprezentarea datelor de transfer de masă în strat fix şi strat fluidizat, în funcţie de numărul Reynold modificat (curbă unică pentru toate datele din literatură).

rece determinările de pierderi de presiune sînt relativ uşor de efectuat în comparaţie cu cele de transfer de masă. Rezultă că substituireà acestora din urmă cu determinări de pierdere de presiune şi posibilitatea calculării transferului de masă din aceste determinări, simplifică mult problema prezicerii coeficientului de transfer de masă. Ju Chin Chu şi colab. [19] propune o ecuaţie foarte simplă pentru corelaţia datelor de transfer de masă cu cele de curgere (pierdere de presiune):

$$j_D = f/10 \qquad (7)$$

în care $f = \dfrac{g\Delta P D_p \gamma_F \varepsilon^3}{2 G^2 L\,(1-\varepsilon)}$ este factorul de fricţiune.

Scanned with OKEN Scanner

În fig. 49 sînt reprezentate grafic funcțiile $j_D = \varphi\left[\frac{D_p G}{\eta g (1-\varepsilon)}\right]$ și $f/10 = \varphi\left[\frac{D_p G}{\eta g (1-\varepsilon)}\right]$. Cele două curbe se identifică mulțumitor pe tot intervalul numerelor Reynold considerat (1—10 000).

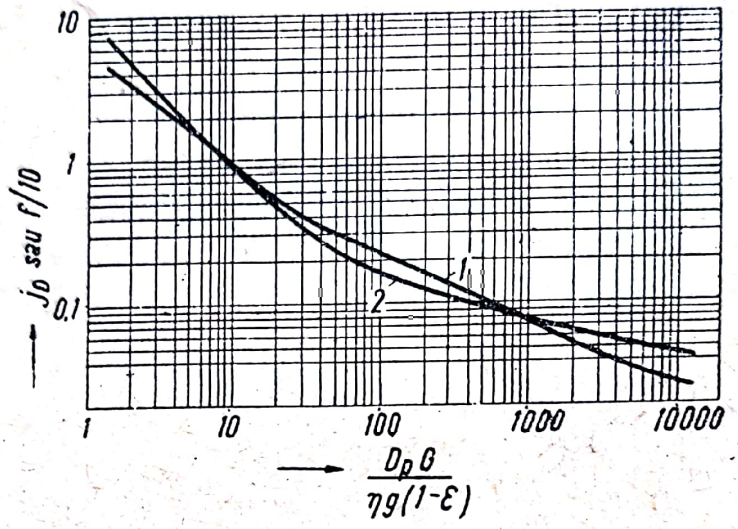


Fig. 49. Compararea pierderii de presiune cu transferul de masă:
1 — j_D, factorul de transfer de masă; 2 — $f \cdot 10^{-1}$, factorul de frictiune $\times 10^{-1}$.

BIBLIOGRAFIE

1. *Ju Chin Chu,* Fluidization, edited by D. F. Othmer, R.P.C., N. Y., 1956.
2. *Dow W. N., Jacob M.,* C.E.P., 47, 637, 1951.
3. *Leva M., Grummer M.,* C.E.P., 45, 9, 563, 1949.
4. *Heerden C., Nobel P.,* Krevelen D., I.E.C., 45, 6, 1237, 1953.
5. *Wicke E., Fetting F.,* Chem. Ing. Techn., 26, 6, 301, 1954.
6. *Levenspiel O., Watson J. S.,* C.E.P., Symposium Series, 50, 1, 1954.
7. *Mickley H. S., Trilling C. A.,* I.E.C., 41, 1135, 1949.
8. *Leva M., Grummer M.,* C.E.P., 48, 307, 1952.
9. *Chin-Yung Wen, Liang-Tseng Fan,* Chem. Eng., Oct., 254, 1957.
10. *Chin-Yung Wen, Leva M.,* AICHE Journal, 2, 482, 1956.
11. *Toomey R. D., Johnstone A. F.,* C.E.P., Symposium series, 49, 5, 51, 1953.
12. *Kettenring K. M., Manderfeld E. L.,* C.E.P., 46, 139, 1950.
13. *Walton J. S., Olson R. L., Levenspiel O.,* I.E.C., 44, 1474, 1952.
14. *Wamsley W. W., Johanson L. M.,* C.E.P., 50, 347, 1954.
15. *Gamson B. W.,* C.E.P., 47, 19, 1951.
16. *Gaffney B. J., Drew T. B.,* I.E.C., 42, 1120, 1950.
17. *Mc Cune L. K., Wilhelm R. H.,* I.E.C., 41, 1124, 1949.
18. *Resnick W. E., White R. R.,* C.E.P., 45, 377, 1949.
19. *Ju Chin Chu, Kalil J., Wetteroth W. A.,* C.E.P., 49, 3, 141, 1953.
20. *Raşeev S.,* Hidraulica stratului fluidizat, comunicare la sesiunea Acad. R.P.R. din 4—5 iunie 1956.
21. *Kasatkin A. G.,* Procese și aparate principale în tehnologia chimică, trad. din l. rusă, Ed. Tehnică, București, 1953.
22. Аеров, Умник, Журнал технической физики, т. XXVI, июль 1956.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul II

Fluidizarea în laborator

A. Hidrodinamica stratului fluidizat

1. Fluidizarea fără circulație

a) **Pulberea și gazul.** Pulberea necesară studiilor de laborator se prepară mărunțind și cernînd diferite solide, care trebuie să îndeplinească anumite condiții pentru a putea fi apte studiilor. Ele nu trebuie să fie higroscopice, prea friabile sau să fie formate din componenți cu greutăți specifice prea deosebite. Se pot întrebuința următoarele materiale: carbonatul de calciu (mai ales sub formă de marmură), nisipul, argila, sticla pisată sau în perle, carbura de siliciu, diverși catalizatori (oxizi de metale), pilitură de fier, pirita. Ultimele două pulberi sînt recomandate ca materiale mai grele. Bilele de sticlă se prezintă sub formă de sferule de diferite dimensiuni, de exemplu de la 40 pînă la 445 μ, livrate în fracțiuni omogene. Orice material care se prezintă sub formă de particule nesferice, cu colțuri, produce la început prin frecarea mutuală a particulelor o cantitate de praf fin care este antrenat de gaze. Cu timpul se observă o scădere a cantității de praf formată din cauză că particulele au căpătat forme rotunjite care nu mai generează praf fin. Sferulele de sticlă care se prezintă deci de la început cu o formă sferică (mai mult sau mai puțin perfectă) nu produc, de la început, acest praf. Eventualul praf care se observă și la aceste pulberi se datorește vitezei gazului care excede limita corespunzătoare granulației date.

Pentru studii se recomandă să se lucreze cu fracțiuni cuprinse între limite strînse. Totuși fluidizările bune se obțin cu amestecuri de diferite granulații. Rețetele granulometrice ale unor pulberi pot servi ca punct de plecare pentru alcătuirea amestecului la pulberi cu caracteristici asemănătoare. Este recomandabil ca măcinarea solidelor să nu se facă în mori cu bile, deoarece aceste mori produc prea mult component fin care tulbură fluidizarea conducînd la canalizare și la antrenare exagerată.

Scanned with OKEN Scanner

Morile cu discuri, în care materialul mărunțit este eliminat continuu, sînt mai indicate. Materialul obținut printr-o singură trecere este cernut și în funcție de granulația pulberii obținute se reglează distanța dintre discurile mărunțitoare pînă cînd se obține fracțiunea dorită în proporție maximă în materialul mărunțit. O moară originală care mărunțește și cerne simultan este descrisă la capitolul „Piloți de fluidizare". Dacă se aleg alte metode de măcinare trebuie să se țină seama că această alegere este condiționată de mai mulți factori care definesc anumite proprietăți ale solidului: duritate, tărie, abrazivitate, lipire, structură, umiditate, omogenitate etc. [1].

Pentru stabilirea rețetei granulometrice optime pentru fluidizare, se recomandă prepararea a trei granulații strînse: 0—40 μ, 40—80 μ și peste 80 μ și se încearcă diferite amestecuri cu aceste fracțiuni. Pentru catalizatorii de cracare catalitică se recomandă, de exemplu, un amestec format din: 25% din prima fracțiune, 36% din a doua și 39% din a treia. Pentru experiențe orientative de curgere se poate lucra cu pulbere de marmură măcinată și cernută la 60—100 μ, care fluidizează destul de bine cu o antrenare redusă. Fracțiunea 0—100 μ este mai pretențioasă în sensul că necesită înălțimi de strat relativ mari față de diametru și viteze de gaz mai mari. Această din urmă granulație impune montarea dispozitivelor pentru separarea pulberii antrenate (cicloane și filtre), deoarece la finețea sa și la vitezele de gaz mari necesare fluidizării, o parte importantă din pulbere este antrenată din curentul gazos și scoasă din aparat. Fracțiunea 0—60 μ este cea mai improprie, fluidizarea fiind de tipul segregativ cu canale și antrenare foarte mare.

Pulberea de marmură ca și nisipul se pretează și la colorare, constituind astfel materiale utile pentru studiul mișcării în strat fluidizat. Se adaugă la masa de pulbere de marmură albă sau de nisip o cantitate de pulbere colorată, iar modul în care pulberea colorată se amestecă cu restul de pulbere albă în fluidizator, sau viteza cu care coboară în conductele de coborîre, furnizează informații importante.

Exprimarea mărimii particulelor se obișnuiește să se facă sub forma desimii sitelor prin care a fost cernută pulberea sau prin diametrul particulei. Pentru transformarea diferitelor moduri de exprimare a mărimii particulelor se folosesc o serie de formule. Dacă se înseamnă cu:

ω — numărul de ochiuri/cm^2;

m — numărul de ochiuri/țol liniar (unitate anglo-saxonă numită „mesh");

D_p — diametrul particulei, mm,

există următoarele relații:

$$\omega = \frac{m^2}{2{,}54^2} \quad \text{și} \quad \omega = \left(\frac{6}{D_p}\right)^2$$

Scanned with OKEN Scanner

Se dau mai jos cîteva corespondențe între D_p ‘ω și m:

D_p microni	ω ochiuri/cm²	m ochiuri/țol	D_p microni	ω ochiuri/cm²	m ochiuri/țol
10	360 000	1 524	100	3 600	152
40	22 500	382	150	1 600	100
60	10 000	252	200	900	76,5
75	6 400	204	500	144	30,6

Dacă sita are ochiuri de formă circulară, trebuie să se țină seama de faptul că printr-un orificiu de formă pătrată, cu latura egală cu diametrul cercului din cazul orificiului circular, trec particule mai mari și anume egale cu diagonala pătratului cînd particulele nu sînt sferice.

Gazul întrebuințat pentru experiențele de fluidizare la rece este de obicei aerul. Pentru studii speciale se mai pot întrebuința bioxidul de carbon, heliul și hidrogenul. Aerul poate fi furnizat de o butelie de aer comprimat sau de o suflantă. Un debit de 10—15 m^3/h la o presiune de maximum 10 cm col. Hg este suficient pentru fluidizatoarele de laborator cu diametrul maxim. Trebuie să se evite însă ca suflanta să pulverizeze uleiul de ungere deoarece uleiul antrenat de aer face ca particulele să se lipească între ele, fluidizarea fiind imposibilă. În acest caz se recomandă intercalarea între suflantă și instalația de fluidizare a unor dispozitive de reținere a uleiului antrenat (șicane și filtre de vată de sticlă sau umplutură de inele).

b) **Experiențe calitative și aparatura necesară.** Cel mai simplu aparat de fluidizare cu ajutorul căruia se poate obține un strat cu o fluiditate excelentă este constituit dintr-un filtru cu placă de sticlă sinterizată cu granulația G_3, cu diametrul 7—8 cm și cu înălțimea de circa 6 cm. Dacă se umple acest filtru pînă la jumătate cu pulbere de marmură de 100—150 μ și se suflă prin țeava sa aer cu un debit convenabil ales, se constată la început o rearanjare a masei de pulbere în sensul că ea tinde să formeze o suprafață liberă orizontală. La mișcarea pîlniei, pulberea este mobilă, totuși rezistența sa la deformare sau pătrundere este încă mare. Mărind viteza aerului, particulele încep să aibă o mișcare de vibrație în jurul poziției lor fixe, stratul expandează mai mult și se ajunge la stadiul fluidizării liniștite: suprafața liberă este perfect orizontală și stratul nu opune rezistență la introducerea obiectelor străine. Mărind și mai mult viteza gazului apar la un moment dat bule fine care se ridică în strat, spărgîndu-se sub forma unui mic crater. Cînd bulele ating dimensiuni mai mari și se succed la intervale mici, întreaga suprafață liberă, orizontală în ansamblul ei, începe să capete aspectul unui lichid în fierbere. În această stare, stratul are fluiditatea maximă (fluidizare turbulentă), rezistența sa fiind minimă. Un corp mai greu aruncat în el se duce la fund, în timp ce corpurile mai ușoare plutesc la suprafață. La mișcarea pîlniei, stratul

Scanned with OKEN Scanner

fluidizat prezintă mobilitatea unui lichid gata să se reverse peste marginea vasului. Dacă în timpul acestor mișcări se oprește brusc aerul prin gîtuirea tubului de cauciuc, stratul pseudo-lichid se așază imobilizîndu-se în poziția în care a fost surprins. Introducînd degetul într-un strat fluidizat se simte o senzație de răcire asemănătoare cu atingerea unui obiect metalic. Prin aceasta se demonstrează în mod simplu și concret coeficientul mare de transmisie de căldură al unui strat fluidizat.

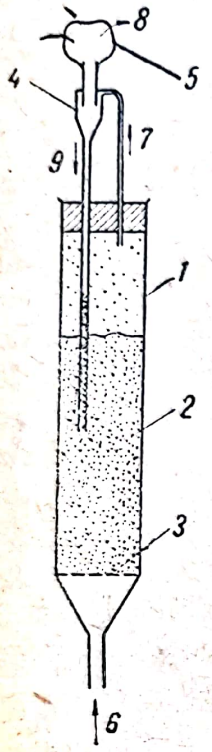


Fig. 50. Schema de principiu a unui aparat de fluidizare:
1 — tub de fluidizare; *2* — strat fluidizat; *3* — placă perforată pentru distribuția gazului; *4* — ciclon; *5* — filtru sac; *6* — intrarea gazului; *7* — ieșirea gazului din tub; *8* — ieșirea gazului desprăfuit; *9* — întoarcerea pulberii separate.

Aparatul descris mai sus nu se pretează bineînțeles la experiențe mai complicate sau la determinări cantitative. El servește mai mult la o luare de contact cu fenomenul în sine și oferă un strat fluidizat de o calitate excepțională care nu va fi întîlnită mai departe în aparatele de laborator și cu atît mai puțin la reactoarele industriale. Aceasta deoarece pe de o parte distribuția gazului nu mai este atît de fină și uniformă și pe de altă parte; vitezele de lucru întrec cu mult, din motive de productivitate, viteza întrebuințată mai sus. Se va da totuși mai departe și schița unor aparate de laborator care se apropie ca schemă de funcționare de aparatele industriale, oferind însă un strat fluidizat de bună calitate.

Aparatele de laborator pot fi confecționate din sticlă sau din metal. Un aparat, oricît de complicat ar fi el, se reduce în ultimă instanță la tubul de fluidizare propriu-zis *1* în care se află pulberea *2*, placa perforată sau sita pentru distribuția gazului *3*, ciclonul *4* și filtrul sac *5* (fig. 50). Pe această schemă se construiesc aparate pentru studiul fluidizării la rece sau reactoarele în miniatură pentru studiul reacțiilor. Aceste aparate vor fi descrise mai departe în mod amănunțit.

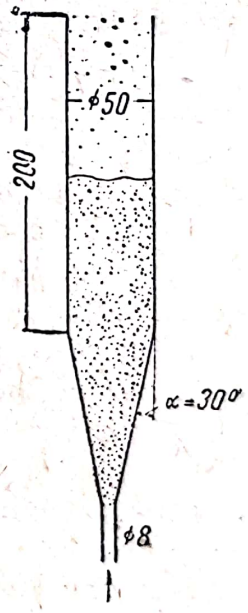


Fig. 51. Aparat de fluidizare cilindro-conic.

În fig. 51 este reprezentat un alt aparat de fluidizare care este constituit dintr-un tub cilindro-conic fără placă pentru distribuirea aerului și susținerea stratului fluidizat. În acest aparat are loc o triere a

Scanned with OKEN Scanner

pulberii: particulele mai mari ocupă părțile de jos unde viteza de fluidizare este mai mare, iar cele mai fine rămîn în părțile superioare, fenomenul putînd fi întrebuințat pentru trierea continuă a unui amestec de pulbere. Fluidizarea în acest aparat nu mai este atît de bună. Stratul cilindric trebuie să fie suficient de înalt pentru a permite bulelor de aer care se formează chiar de la intrare (din cauza proastei distribuții a aerului) să se divizeze în primul strat de jos format din particule mai mari. Se poate umple o porțiune din con cu pietricele sau vată de sticlă care au rolul de a distribui aerul și de a opri căderea pulberii din aparat la oprirea curentului de aer.

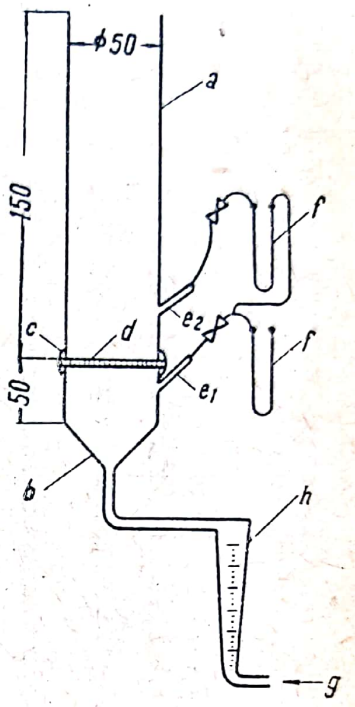


Fig. 52. Aparat de fluidizare:
a — tub de fluidizare; *b* — piesă metalică; *c* — manșon de cauciuc; *d* — placă de sticlă sinterizată; *e* — ștuțuri de presiune; f_1, f_2 — manometre cu lichid; *g* — intrarea gazului; *h* — rotametru.

Pentru experiențe calitative se recomandă un aparat confecționat prin asamblarea de părți metalice și de sticlă (fig. 52). El este compus din tubul de sticlă *a* care se asamblează pe piesa metalică cilindro-conică *b* cu ajutorul unui manșon de cauciuc subțire. Între aceste două elemente se așază o placă de sticlă sinterizată G_1, G_2 sau G_3 care este strînsă și etanșată tot de manșonul de cauciuc. Ștuțurile e_1 și e_2 duc la manometrele cu lichid *f*. În loc de placa sinterizată se poate folosi o sită fină metalică *a* care se taie în formă de cerc și după crestarea marginilor se trage pe elementul *b* ca în fig. 53. Sita trebuie să aibă cel puțin 10 000 ochiuri/cm^2 (0,06 mm diametrul orificiilor). În loc de sită metalică se poate întrebuința și o bucată de pînză sau de mătasă. Piesa *b* se confecționează din tablă de cupru sau alamă de 1 mm grosime, iar încheieturile se cositoresc.

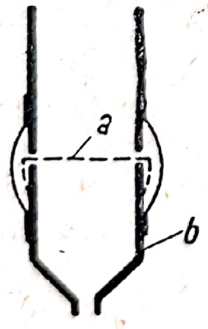


Fig. 53. Detaliu de element de distribuție a gazului:
a — sită metalică sau de pînză; *b* — corp de susținerea sitei.

O experiență demonstrativă pentru fluiditatea stratului se poate face prin introducerea unui perete despărțitor de sticlă sau de carton, etanșat lateral față de tubul de fluidizare propriu-zis cu cauciuc și care să nu ajungă pînă la fundul tubului. Înainte de a da drumul curentului de aer se umple una din jumătățile astfel create cu o cantitate mai mare de pulbere. Dacă fluidizarea este bună se observă că pe sub buza de jos a peretelui despărțitor are loc o

Scanned with OKEN Scanner

comunicare între cele două jumătăți și cele două nivele se egalizează foarte repede.

O altă experiență este aceea care pune în evidență apariția pistonării în funcție de raportul h/D_T al tuburilor de fluidizare. Cu cît un tub este mai înalt și mai subțire cu atît mai favorizat este fenomenul pistonării. Aparatul din fig. 54 permite punerea în evidență a acestui fenomen sugerînd și întrebuințarea sa în scopuri practice, de exemplu la descărcarea materialului solid din fluidizatoare. Construirea și punerea în funcțiune a acestui aparat de laborator este utilă pentru familiarizarea cu circulația pulberii fluidizate.

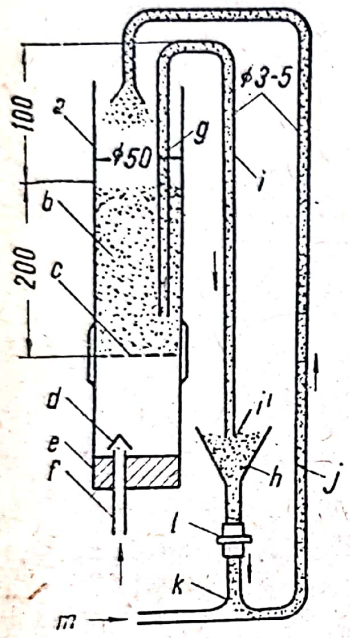


Fig. 54. Aparat de fluidizare cu transportul solidului: *a* — tub de fluidizare; *b* — strat fluidizat; *c* — placă perforată sau sită; *d* — șicană; *e* — dop de cauciuc; *f* — intrarea aerului; *g*, *i* — țeavă de transport prin pistonare; *h* — pîlnie; *j* — țeavă pentru transport pneumatic; *k* — teu de antrenare a solidului de către gaz; *l* — clemă cu șurub; *m* — intrarea aerului pentru transportul pneumatic.

Aparatul este compus din tubul de fluidizare de sticlă *a*, cu stratul fluidizat *b*. El este asamblat cu un tub de același diametru în modul arătat în fig. 53. Ca element distribuitor al gazului și pentru susținerea stratului fluidizat se poate utiliza o plasă metalică fină *c*. Șicana *d* contribuie la uniformizarea jetului de aer. Prin dopul de cauciuc *e* se introduce ștuțul pentru admisia aerului *f*. Se pornește fluidizarea și apoi se imersează un tub subțire *g* pînă aproape de fundul vasului, deasupra sitei. Se observă că în acest tub are loc o pistonare pînă la înălțimi mari. Dacă se obturează un moment capătul tubului *i'* și apoi se dă drumul, are loc un transport violent de pulbere prin acest tub printr-o pistonare continuă. Pulberea transportată se acumulează într-o pîlnie *h* în care la început se lasă să se formeze o înălțime oarecare prin închiderea clemei *l*. Se deschide apoi clema și pulberea cade în țeava de urcare *j*, de unde este readusă prin transport pneumatic înapoi în vas. Pistonarea este reglată prin afundarea variabilă a țevii *g* în strat. În felul acesta se modifică raportul h/D_T al țevii de transport prin variația lui *h*. Curgerea în pîlnia *h* se echilibrează singură: cînd materialul căzut în pîlnie este în cantitate prea mare, nivelul în pîlnie se ridică și închide extremitatea *i'* a tubului *i*. În acest moment transportul prin *g-i* se oprește, golirea pîlniei și transportul pneumatic prin *j* continuînd mai departe. Cînd nivelul pulberii în pîlnie scade sub capătul *i'* al țevii *i*, pistonarea se amorsează din nou. În felul acesta nivelul pulberii din pîlnie rămîne constant în jurul unei valori care asigură

Scanned with OKEN Scanner

o coloană suficient de înaltă deasupra punctului *l* astfel încît să constituie o închidere eficace pentru aerul necesar transportului pneumatic. Clema cu şurub *l* serveşte la reglarea debitului. Dimensiunile relative ale aparatului şi înălţimile necesare se stabilesc prin încercări.

Experienţe cu aparate etajate. În industrie se întrebuinţează, de exemplu la fabricarea varului în strat fluidizat, reactoare etajate. Acestea sînt formate din mai multe strate fluidizate distincte suprapuse, fiecare cu placa sa de distribuţie, comunicarea între ele făcîndu-se prin deversoare. Etajarea are ca scop recuperarea căldurii gazelor ce ies la coş şi a căldurii materialului reacţionat care se descarcă sau pentru simularea unui contracurent necesar obţinerii unor timpi de staţionare reali cît mai uniformi. Aparatele de laborator permit familiarizarea şi studiul condiţiilor în care are loc funcţionarea satisfăcătoare a acestor deversoare. Aparatul din fig. 55 permite experimentarea discontinuă a unui deversor. El este format din trei tronsoane de tub de sticlă asamblate prin manşoane de cauciuc (v. fig. 53), permiţînd formarea a două strate suprapuse, fluidizate cu acelaşi curent de aer. Pulberea în exces din stratul superior curge prin deversorul 7 în stratul inferior. De aici ea se scurge continuu prin ştuţul lateral *6* fiind culeasă şi turnată din nou în stratul superior. Se înţelege de la sine că un studiu de durată reclamă transportul pneumatic continuu al pulberii scurse prin ştuţul *6*, înapoi în stratul superior. Acest aparat de laborator se poate realiza foarte uşor şi funcţionează în bune condiţii dacă se etajează unul sau ambele fluidizatoare de la aparatul ilustrat în fig. 65. Cu ajutorul aparatului din fig. 55 se poate demonstra că pierderea de presiune totală este egală, la o fluidizare bună a ambelor strate, cu suma greutăţilor lor împărţite la secţiunea tubului.

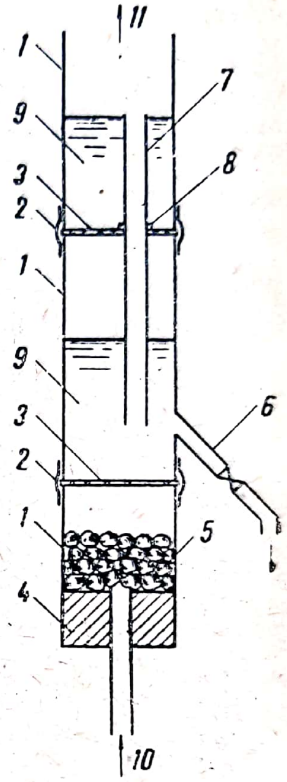


Fig. 55. Aparat de fluidizare etajat:
1 — tronsoane de tub de sticlă; *2* — manşoane de cauciuc; *3* — plăci perforate sau site; *4* — dop de cauciuc; *5* — umplutură pentru egalizarea curentului de aer; *6* — teavă de scurgere a pulberii; *7* — deversor; *8* — opritor pentru deversor; *9* — strate fluidizate; *10* — intrarea aerului; *11* — ieşirea aerului.

c) **Presiunea hidrostatică a stratului fluidizat.** Cu ajutorul aparatului din fig. 52 se pot face experienţe care să arate în primul rînd că stratul fluidizat dezvoltă presiuni hidrostatice întocmai ca şi un lichid. Se poate demonstra că mărimea acestor forţe este dată de legile hidrostaticii. Pentru aceste experienţe este indicată pulberea de mar-

mură de 100—150 μ. Pentru măsurarea presiunii, tubul *a* (fig. 52) ar trebui să fie prevăzut cu o serie de ştuţuri laterale eşalonate în înălţime. Pentru a evita sudarea ştuţurilor la tubul de sticlă, se poate folosi sonda de presiune. În prealabil, se verifică dacă la diametrul de 50 mm al tubului, introducerea unei baghete de 4 mm grosime nu influenţează indicaţiile manometrului. Sonda de presiune este confecţionată dintr-un tub de cupru sau alamă cu diametrul interior de 3 mm şi diametrul exterior de cel mult 5 mm. Ea posedă aproape de vîrf (la o distanţă egală cu 2,5 diametre exterioare ale tubului sondei) un orificiu lateral mic *1* (fig. 56) pentru măsurarea presiunii statice. Sonda se leagă cu ajutorul unui tub de cauciuc la un manometru cu lichid. Avantajul acestui dispozitiv constă în faptul că se poate explora presiunea oriunde în stratul fluidizat, nu numai în înălţime dar şi într-o secţiune orizontală. Pentru a preveni înfundarea tubului cu pulbere, cavitatea de la fund se umple cu vată de sticlă *2* pînă peste orificiul *1*. Presiunea se transmite fără ca pulberea să poată pătrunde în ţeavă.

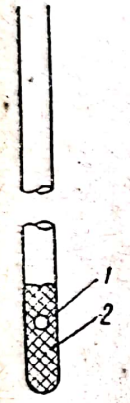


Fig. 56. Sondă de presiune:
1 — orificiu pentru presiune statică;
2 — vată de sticlă.

Fig. 57. Curgerea pulberii în stratul fluidizat.

Dacă se lucrează fără sondă şi se utilizează ştuţurile e_1 sau e_2 (fig. 52), indicaţiile de presiune culese la ştuţul e_1 conţin, pe lîngă pierderea de presiune prin strat, şi pierderea de presiune prin sită. De aceea, ele nu pot da o indicaţie corectă asupra pierderii de presiune din strat decît dacă s-a determinat în prealabil pierderea de presiune prin tubul fără pulbere (cu sită) în funcţie de debit. În acest caz este mult mai simplu să se utilizeze sonda de presiune care se poate introduce pînă la baza stratului fluidizat, imediat deasupra sitei.

Se studiază în primul rînd variaţia indicaţiilor manometrului *f* (fig. 52) cu creşterea debitului de gaz măsurat cu ajutorul rotametrului *h*. Se afundă sonda pînă la baza stratului şi se dă drumul curentului de aer. Se observă la început că presiunea creşte brusc deoarece gazul nu a avut încă timp să difuzeze prin masa de pulbere. Din această cauză şi pentru a asigura reproductibilitatea experienţelor este bine să se fluidizeze în prealabil pulberea şi toate experienţele să înceapă după ce stratul s-a aşezat din nou. Mărind debitul de aer se constată

Scanned with OKEN Scanner

că presiunea indicată de manometrul cu lichid crește repede pînă la stabilirea unei fluidizări liniștite. Mărind debitul de aer în mod substanțial, peste valoarea corespunzătoare acestui punct, presiunea crește foarte puțin.

În masa de pulbere se ridică încet porțiuni mici de material care seamănă cu niște valuri ce se sparg la suprafața stratului. Astfel particulele centrale sînt aruncate lateral și în ciuda acestei acțiuni nesimetrice se creează o curgere preferențială, în sensul că se stabilește un curent de solid care urcă în lungul axului tubului și coboară pe pereți (v. fig. 57), cu oarecari vîrtejuri locale.

Atingerea stării fluidizate se verifică împărțind greutatea totală a solidului conținut în tubul de fluidizare la secțiunea acestuia și comparînd cu presiunea citită la manometru. La o bună fluidizare aceste două valori sînt egale.

Exemplu:

(1) greutatea pulberii = 570 g
(2) presiunea la fundul stratului = 8 cm col. apă = 8 gf/cm²
(3) secțiunea tubului = 59,4 cm²
(4) greutatea de pulbere susținută de gaz = (2) · (3) = 475 g.

Rezultă deci că circa 100 g de solid nu sînt fluidizate. Acest fapt se poate datora vitezei insuficiente a gazului sau proastei distribuții a gazului prin placa de distribuție.

Cînd greutatea de pulbere susținută, rezultată prin calculul de mai sus, este mai mare decît greutatea reală a pulberii conținute în vas, faptul se explică prin:

— viteză exagerată a gazului, ceea ce introduce termenul suplimentar de frecare a gazului pe pereții vasului;

— raport h/D_T prea mare, adică atunci cînd tubul este relativ prea înalt față de diametrul său (efect de pistonare).

d) **Măsurarea greutății specifice a stratului fluidizat.** Măsurarea greutății specifice se poate efectua foarte comod cu ajutorul sondei de presiune indicată în fig. 56. Acest dispozitiv permite explorarea stratului fluidizat și determinarea greutății sale specifice la diferite nivele. Dacă fluidizarea nu este bună, greutatea specifică a stratului prezintă variații în adîncime. Aparatul necesar este redat

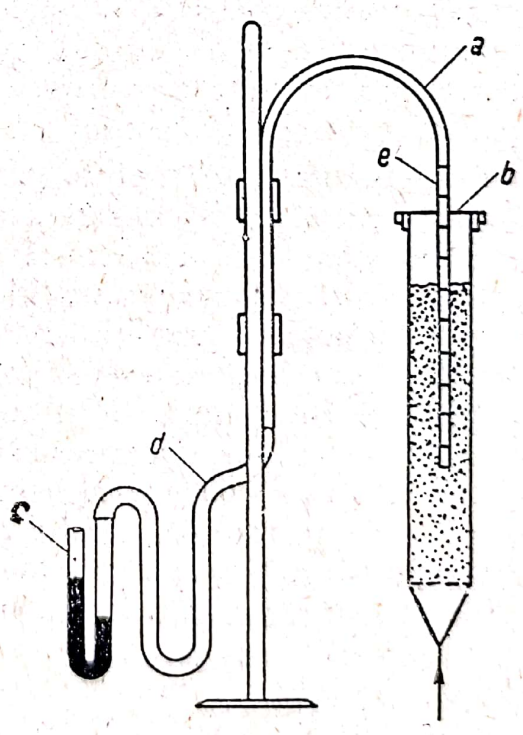


Fig. 58. Aparat pentru măsurarea greutății specifice a stratului fluidizat:
a — sondă de presiune; *b* — reper de sîrmă întinsă; *c* — manometru cu apă; *d* — tub de cauciuc; *e* — repere gradate pe sondă.

Scanned with OKEN Scanner

în fig. 58. Sonda de presiune *a* este formată în acest caz dintr-un tub de alamă îndoit în formă de U răsturnat, care culisează pe tija unui stativ între două manşoane de cauciuc. Pe tub se trasează linii subţiri la distanţă de cîte 1 cm care trec prin faţa unui reper de sîrmă întins la capătul superior al vasului şi prins într-un manşon de cauciuc. Sonda este legată la un manometru cu apă *c*.

Trebuie avut în vedere că greutatea specifică măsurată cu ajutorul pierderii de presiune nu este o greutate specifică reală. Ea se obţine prin împărţirea pierderii de presiune la distanţa care desparte cele două prize de presiune din strat, între care s-a măsurat pierderea de presiune. Dimensiunile mărimii obţinute sînt ale unei greutăţi specifice (forţă/suprafaţă × lungime) însă ceea ce se măsoară de fapt nu este greutatea specifică a mediului fluidizat, ci presiunea gazului fluidizant la cele două nivele. În această presiune pot fi cuprinse şi alte efecte, de exemplu presiunea care se transformă în frecare. La o fluidizare normală valoarea obţinută pentru această mărime egalează valoarea greutăţii specifice reale. Dacă stratul nu este fluidizat bine, explorarea sa cu sonda de presiune poate să aibă drept rezultat obţinerea unor valori care par la început foarte curioase. De exemplu, la fundul stratului, unde materialul este aparent mai dens, se obţin valori mai mici pentru greutatea specifică. În lumina observaţiilor de mai sus şi anume că greutatea specifică măsurată astfel reprezintă de fapt pierderea de presiune prin stratul de pulbere, explicaţia este evidentă întrucît pierderea de presiune este mai mică în cazul cînd stratul nu este fluidizat.

e) **Elemente constructive pentru fluidizatoarele de laborator.** Toate aparatele de laborator descrise pînă acum nu posedă nici un sistem de întoarcere în stratul fluidizat a pulberii fine antrenate de curentul gazos. Atît pentru studiile cantitative efectuate la rece, cît şi pentru realizarea în condiţii cît mai bune a reacţiilor catalitice sau necatalitice sau a unor procese fizice, este de dorit ca pulberea fină antrenată să fie readusă în strat în majoritatea sa. Numai o parte din ea, fracţiunea cea mai fină, poate fi considerată pierdută şi reţinută în filtre, turnuri spălătoare cu lichide (scrubere) sau evacuată în atmosferă. Acest fapt este necesar fie pentru a se evita modificarea granulaţiei pulberii prin plecarea granulaţiei fine, fapt supărător pentru studiile efectuate pe un amestec bine definit şi preparat ca atare, prin urmările în calitatea fluidizării, fie pentru a se menţine un inventar constant de solid în reactoare, obţinîndu-se în acest fel conversii reprezentative. Cîteodată catalizatorul este scump sau greu de preparat şi problema recuperării sale continue este şi mai importantă, mai ales cînd se încearcă mai mulţi catalizatori în serie. Pentru studiul reacţiilor care au loc cu consumarea solidului, de exemplu la prăjirea piritelor sau calcinarea pietrei de var, aparatele de laborator ar trebui să aibă

Scanned with OKEN Scanner

și posibilitatea unei descărcări și încărcări continue. Totuși, de obicei, reacțiile în laborator nu sînt conduse în regim continuu, chiar dacă la scară industrială regimul lor de funcționare este continuu. Această constatare este valabilă și la reacțiile catalitice la care catalizatorul își pierde activitatea și trebuie reactivat și la care în industrie se aplică circulația catalizatorului între un reactor și un generator.

Dificultatea construirii reactoarelor care să funcționeze în regim continuu este legată de dimensiunile reduse care ar rezulta pentru dispozitivele și mecanismele de încărcare și descărcare și de problemele puse de circulația catalizatorului. Cu toate acestea există menționată în literatură o aparatură în miniatură de cataliză cu circulația catalizatorului, în strat fluidizat, aplicată la cracarea catalitică a produselor petroliere și care va fi descrisă mai departe. Se preferă deci să se lucreze în regim discontinuu, stabilindu-se timpii de contact, conversiile, randamentele, formele de reactor adecvate, temperaturile de reacție, etc., lăsîndu-se în sarcina pilotului și cîteodată chiar a semiindustrialului rezolvarea problemei continuității regimului de lucru.

S-a arătat mai sus însă că solidul antrenat trebuie readus în strat în majoritatea cazurilor. Rezolvarea acestei probleme la scară de laborator este legată de dificultăți ce provin de asemenea din dimensiunile reduse ale instalațiilor, respectiv ale tubului de fluidizare însuși. Astfel, în timp ce tuburile de fluidizare cu un diametru de 5 cm pot servi cu folos la reacții care nu cer înălțimi prea mari de strat, tuburile prin care pulberea separată este readusă în strat nu pot funcționa satisfăcător la scară de laborator decît dacă se iau măsuri speciale. Acest fapt se explică prin aceea că avînd în vedere diametrul redus al tubului de fluidizare însuși, tubul de descărcare al ciclonului, numit și *piciorul ciclonului* nu poate depăși diametrul de 10 mm, fără ca să influențeze fenomenele de fluidizare care au loc în stratul în care el este imersat. Pe de altă parte, pulberea separată de ciclon este constituită evident de fracțiunea cea mai fină și la această finețe ea nu mai curge liber prin țevi de diametre mici, aderă de pereți și trebuie aerată. Aerarea la aceste dimensiuni este însă greu de realizat și controlat. De asemenea, cicloanele instalațiilor de laborator sînt foarte mici și nu funcționează satisfăcător fără precauțiuni speciale. Fiind de sticlă (sau chiar de metal), stratul de pulbere fină electrizată care aderă de pereții interiori ai ciclonului are o grosime de ordinul de mărime al spațiilor interioare ale acestuia. Din acest motiv au loc schimbări în profilul geometric al ciclonului, cu urmări în hidrodinamica sa, fapt care influențează eficacitatea separării. Prin depunerea de pulbere în ciclon are loc o micșorare a secțiunii de trecere a gazului și implicit o creștere de viteză care provoacă la un moment dat o desfundare bruscă a porțiunii respective. Prin desfundare, ciclonul

Scanned with OKEN Scanner

este momentan supraîncărcat și o mare parte din pulberea care a provenit din desfundare trece prin el fără a putea fi reținută.

Pe lîngă aceste dificultăți majore mai sînt și alte inconveniente mai mici care determină cîteodată să se eludeze problema în ansamblul ei lucrînd cu pulbere de granulație mai mare, cu alte cuvinte o pulbere din care a fost eliminată fracțiunea fină prin cernere sau de multe ori printr-o fluidizare prelungită la rece. În aceste cazuri, antrenarea este mică și ciclonul funcționează satisfăcător sau poate fi înlocuit de filtre. De asemenea, dacă condițiile de încălzire sau răcire permit aceasta, se prevede reactorul cu o lărgire suficientă sus, care funcționează ca o cameră de depunere a prafului antrenat.

O altă soluție constă în construirea unor aparate de laborator mai mari, de fapt piloți, la care condițiile de construcție a dispozitivului de întoarcere a prafului devin mai favorabile. Totuși, există unii autori care recomandă ca și la această scară să nu se întrebuințeze întoarcerea pulberii tot din cauza dimensiunilor reduse ale aparaturii. Trebuie să se aibă în vedere însă că nu întotdeauna se dispune de spațiu sau de materie primă și catalizator în cantitate suficientă pentru aparatul la scară pilot, mai ales cînd la început nici nu se cunoaște bine soluția care trebuie adoptată. De asemenea, cînd timpul de contact este mai mare, ceea ce reclamă reactoare de înălțimi mari, trebuie să se lucreze neapărat cu granulații mai mici deoarece pulberea de dimensiuni mai mari dă pistonare în reactoarele care au h/D_T mare. Acest caz care nu este rar, împreună cu cazurile expuse mai sus, cer construirea de aparate de laborator care să întoarcă în strat pulberea antrenată de gaze. Asemenea aparate au fost construite și funcționează în bune condiții, oferind posibilitatea de a se lucra în laborator chiar cu granulația care va fi utilizată în instalația industrială.

Soluțiile constructive aplicate pot fi adoptate și la aparatele mai mari — piloți de laborator — la care s-a făcut mențiune mai sus. S-a subînțeles că în instalațiile industriale se lucrează cu granulații mai mici de pulbere. Într-adevăr, în ceea ce privește reacțiile catalitice, nu este economic să se trieze catalizatorul măcinat în scopul utilizării numai a fracțiunii 100—200 μ sau chiar mai mari. Prin măcinare rezultă de obicei și o fracțiune fină, 0—100 μ, care este cel puțin egală în cantitate cu restul pulberii. A utiliza numai fracțiunea mare înseamnă să se piardă cel puțin 50% din catalizator chiar de la început, iar completarea pierderilor în mers să se facă cu un catalizator proaspăt la prepararea căruia a avut loc aceeași pierdere. De multe ori, și anume la catalizatorii friabili, chiar dacă s-a pornit inițial cu o granulație mare, pulberea se mărunțește cu timpul și se ajunge la un amestec de granulație care conține și multă fracțiune fină.

Scanned with OKEN Scanner

De asemenea, în prezent se consideră că unul din factorii cei mai importanți pentru obținerea unei bune separări a pulberii antrenate în cicloane, îl constituie o fluidizare de calitate superioară: uniformă și fără șocuri. Acest scop se atinge printr-o distribuție adecvată a diferitelor granulații în spectrul granulometric, care conține și un însemnat procent de fracțiune fină 0—40 μ (15—20 %).

Trebuie avut în vedere și faptul foarte important că timpul de contact este o funcție de finețea particulelor și de asemenea, coeficientul de transport de căldură. Este de la sine înțeles că o finețe mai mare a catalizatorului mărește suprafața de contact între faze avînd ca urmare o reducere a dimensiunii reactorului, iar coeficientul de transport de căldură se mărește cu reducerea corespunzătoare a suprafețelor de schimb caloric.

În cazul reacțiilor necatalitice situația este în general inversată. Din motive economice se caută să se lucreze cu particule cît mai mari (chiar pînă la 6 mm). Dacă se dorește reproducerea acestor condiții în laborator, este sigur că stratul va pistona. În consecință, în asemenea cazuri, fie că se renunță la încercarea de laborator, fie că se lucrează cu pulbere mai fină, fapt care identifică problemele ridicate de efectuarea acestor reacții cu cele ridicate de reacțiile catalitice.

Cel mai simplu separator îl constituie ciclonul care, la stratele cu pulbere de granulație mai mare (de exemplu 100—200 μ) asigură printr-o simplă imersare a piciorului său (fig. 50) în stratul de pulbere fluidizată, atît închiderea necesară pentru gaz (care altfel ar urma drumul direct cu o rezistență mai mică prin piciorul ciclonului) cît și întoarcerea pulberii separate înapoi în strat. Prin trecerea gazului prin ciclon, presiunea în ciclon este mai mică decît presiunea în fluidizator, deasupra stratului în care este afundat piciorul ciclonului. Rezultă că pulberea se va ridica în piciorul ciclonului la o înălțime care să echilibreze, prin presiunea coloanei de pulbere formată, această diferență de presiune. Cu cît se caută o separare mai eficace a pulberii antrenate, cu atît pierderea de presiune prin ciclon este mai mare. Explicația constă în faptul că pentru a se obține o separare mai eficace trebuie să se mărească viteza de intrare în ciclon, fapt care provoacă o pierdere de presiune mai mare. Cînd granulația pulberii este mai mare, coloana de pulbere ridicată în piciorul ciclonului este fluidizată existînd astfel posibilitatea de transmitere a presiunii hidrostatice: pulberea căzută de sus din ciclon împinge pulberea existentă care intră în strat. Acest sistem funcționează foarte bine cînd pierderea de presiune prin ciclon nu este exagerată și cînd deci înălțimea coloanei de pulbere din piciorul ciclonului nu este și ea prea mare. Cînd această înălțime este mare, atunci începe să intervină efectul pereților care frînează curgerea pulberii în jos.

Scanned with OKEN Scanner

Pulberea de 0—100 μ și în general amestecurile conținînd și pulbere fină în proporție simțitoare, astfel cum este cazul în industrie, nu se mai pretează la soluții atît de simple. Se dau mai jos cîteva moduri de a rezolva această problemă în aparatele mici de laborator. Prin aparate mici se înțeleg aici fluidizatoare cu un diametru de maximum 3—6 cm și o înălțime de strat 50—100 cm.

Înainte de a se expune aceste soluții și pentru buna lor înțelegere este bine să se cunoască modul în care se dimensionează un aparat de laborator și mai ales sistemul de separare cel mai întrebuințat, ciclonul.

f) **Dimensionarea aparatelor de laborator și a sistemului de separare a pulberii antrenate.** Viteza de fluidizare pentru o pulbere de o anumită granulație, nu este unică. Pentru evaluarea vitezei de fluidizare, s-a arătat că literatura de specialitate nu pune la dispoziție decît formule de calcul pentru viteza minimă de fluidizare. În practica industrială însă se lucrează la viteza maximă de fluidizare, la care sistemul de separare a pulberii antrenate mai funcționează încă economic. Ca exemplu, dacă se compară valoarea obținută prin calcul pentru viteza de fluidizare a pulberii de catalizator pentru cracarea catalitică a produselor petroliere cu cea folosită real în instalațiile industriale, se constată că pentru prima se obține o valoare în jurul a 3 cm/s față de valoarea de 30—90 cm/s pentru cea de a doua. În consecință, pentru calculul secțiunii aparatului de laborator este indicat ca mai întîi să se estimeze debitul maxim de reactanți la condițiile de reacție — conversie, temperatură etc. — și să se adopte apoi o secțiune corespunzătoare celei mai mari viteze de fluidizare cu care se poate lucra pentru a se situa în condiții cît mai vecine de cele din industrie. Totuși este recomandabil să nu se adopte fluidizatoare cu diametre mai mici ca 5 cm deoarece sub acest diametru, efectul pereților devine important și pentru obținerea timpilor de contact mai mari, se ajunge la rapoarte h/D_T prohibitive. În aceste condiții s-ar ajunge la pistonare, chiar la pulberi fine și la inerție în momentul pornirii fluidizărilor.

Practic deci, se improvizează un fluidizator de sticlă cu un diametru de 5 cm și o înălțime de circa 1 m (de exemplu după schița din fig. 52) și se măsoară vitezele de fluidizare la pulberea dată, în mod aproximativ, indiferent de gradul antrenării. Se adoptă ca viteză de fluidizare viteza maximă la care fluidizarea în tub este încă uniformă (bulele mari de gaz formate sînt puține și sînt dezagregate de convulsiunile stratului în drumul lor ascendent spre suprafața acestuia). În același timp se determină și înălțimea minimă și maximă de strat la care fluidizarea este încă acceptabilă. Viteza determinată în acest fel este însă viteza de fluidizare la rece. Viteza la cald se obține cu aju-

Scanned with OKEN Scanner

torul uneia din formulele date la hidrodinamica stratului fluidizat. Pentru aceasta însă este necesar să se cunoască atît temperatura de lucru cît și compoziția gazelor, de care depinde viscozitatea gazului fluidizant. Dacă reacția care urmează a fi experimentată a fost realizată și în strat fix atunci se adoptă ca temperatură optimă de reacție, pentru cazul fluidizării, aceeași temperatură ca și cea de la stratul fix. În cazul cînd reacția este experimentată pentru prima oară în strat fluidizat se presupune o temperatură optimă, prin analogie cu alte reacții asemănătoare. Mersul calculului diferă după cum reacția studiată are loc cu mărire, respectiv contracție de volum. Principiul de calcul este comun și are în vedere ca viteza optimă de fluidizare la cald să nu fie depășită.

Secțiunea determinantă pentru calculul debitului agentului de fluidizare este deci secțiunea superioară în cazul reacțiilor cu mărire de volum, respectiv inferioară la reacțiile cu contracție de volum. În consecință, calculul reactoarelor pentru reacții cu mărire de volum se conduce în felul următor. Se face în primul rînd o ipoteză asupra conversiei (care este în general mai mare la stratul fluidizat în comparație cu cel fix) și se calculează compoziția gazelor de reacție. Avînd temperatura și compoziția procentuală a gazelor de reacție se poate calcula viscozitatea și deci și viteza de fluidizare la cald în condițiile reacției, din viteza de fluidizare la rece. Această viteză înmulțită cu secțiunea reactorului proiectat (pentru care s-a recomandat mai sus un diametru de minimum 5 cm) dă debitul real de gaze pentru partea superioară a stratului, la ieșirea din acesta (efluentul). Se știe că gazul de fluidizare se întoarce foarte puțin în drumul său ascendent, mai ales la reactoarele cu diametre mici și în consecință se poate considera că conversia variază de la valoarea sa maximă adoptată la nivelul superior al stratului fluidizat pînă la zero la intrarea gazelor în strat, adică imediat deasupra plăcii de distribuție (influentul). În consecință și viteza de fluidizare va varia între anumite limite. În partea superioară ea este egală cu viteza calculată și această valoare se folosește la calculele pentru sistemul de separare (ciclon), iar în partea inferioară ea rezultă din debitul stoechiometric de reactanți, corespunzător produselor de reacție.

Temperatura la baza stratului poate fi considerată egală cu cea de la partea superioară ca și de altfel cu temperatura întregului strat fluidizat.

Debitul reactanților la rece se calculează din debitul de intrare în strat căruia i se aplică corecția de dilatare a volumului de la temperatura ambiantă la cea de reacție. În felul acesta se obține debitul de reactanți necesari. Dacă acest debit este totuși prohibitiv, se micșorează diametrul reactorului, însă cu dezavantajele menționate mai înainte.

Scanned with OKEN Scanner

Debitul efluentului calculat mai sus servește la calculul sistemului de separare, care în cazul de față se reduce la un ciclon și un filtru. Acesta din urmă poate fi înlocuit și cu un scruber sau un barbotor.

În cazul reacțiilor cu contracție de volum, calculul se raportează la secțiunea de ieșire. Faptul că rezultă o viteză mai mare la baza reactorului favorizează o bună fluidizare a pulberii din stratul inferior, care avînd o granulație mai mare, necesită viteze mai mari de fluidizare. Calculul ciclonului se face ținînd seama de debitul real de gaze care rezultă în reacție, în funcție de conversia și temperatura de reacție.

Ciclonul. Pulberea antrenată de efluent se poate separa bine în cicloane. Ele se confecționează din sticlă și se calculează după modelul sovietic TKKB [3], după modelul american [4] sau alte modele [5]. În ștuțul de intrare se adoptă o viteză de cel puțin 20 m/s. În aceste condiții, la debitele necesare în mod obișnuit la aparatele de laborator cu secțiunea recomandată mai sus, dimensiunile care rezultă pentru ciclon sînt prea mici. Ele nu vor putea fi deci executate cu precizia cu care se execută cicloanele mai mari, metalice. Chiar dacă nu pot avea eficiența acestora, ele separă totuși un procent însemnat din pulberea antrenată.

O modificare importantă adusă profilului lor constă în suprimarea conului de descărcare. Suprimarea este determinată de observația că la cicloanele industriale acest con este mai mult o piesă de racordare a corpului ciclonului, cu un diametru relativ mare, cu piciorul ciclonului care are diametrul mic. Acesta este destinat să colecteze pulberea separată, care are un volum mic față de volumul gazelor care circulă prin corpul propriu-zis al ciclonului.

Avînd în vedere că pentru a asigura descărcarea în bune condiții a pulberii separate și căzute în piciorul ciclonului, piciorul trebuie să aibă un diametru de cel puțin 10 mm, și că diametrul minim al corpului ciclonului are aproximativ aceeași valoare (15 mm), rezultă că ciclonul trebuie să aibă practic profilul care este redat în fig. 59, chiar dacă ar contrazice într-o oarecare măsură principiile de curgere stabilite. Fapt cert este că s-au obținut cu acest ciclon separări foarte bune în laborator, fără pericolul înfundării. Gazul pătrunde în ciclon prin ștuțul tangențial *1* și după ce își termină mișcarea elicoidală părăsește ciclonul prin *2*. Pulberea proiectată pe pereți cade prin piciorul ciclonului *3* în stratul fluidizat *4*. Nivelul *5* al pulberii în picior este mai ridicat decît nivelul stratului fluidizat. Secțiunea de intrare a ștuțului *1* este dreptunghiulară. Ciclonul poate fi montat în interiorul tubului de fluidizare sau în exterior și în acest caz, deasupra reactorului sau lateral.

Capul reactorului. Se dau mai jos diferite moduri de a rezolva construcția acestui cap. Problema dificilă ce trebuie rezolvată constă în întoarcerea continuă a prafului antrenat de gazul de fluidizare și

Scanned with OKEN Scanner

separat în ciclon, în cazul reactoarelor care lucrează cu pulbere fină (60 μ în medie) și cu viteze mari de fluidizare. În primul rînd ciclonul trebuie să fie scuturat continuu de un vibrator cu lamelă. Din cauza forței centrifuge și a tendinței oarecum generale pe care o au pulberile foarte fine de a se lipi de pereți, praful fin separat formează un strat aderent pe pereții ciclonului. La cicloanele de sticlă acest efect este și mai pronunțat din cauza electrizării pulberii prin frecare, fie în stratul fluidizat însuși, fie în drumul său pînă la ciclon. Stratul depus crește în grosime pînă cînd forțele de gravitație sau îngustarea de secțiune (avînd ca rezultat o creștere a vitezei gazului) fac ca depozitul format să se desprindă de pereți. La cicloanele mari grosimea maximă a acestui strat este relativ foarte mică față de dimensiunile ciclonului și deci nu poate să altereze profilul geometric al ciclonului. La cicloanele de laborator, care au un spațiu inelar de cîțiva milimetri, un strat cu o grosime de același ordin de mărime pe pereți cauzează o schimbare în profilul hidrodinamic. Desprinderea și căderea unor porțiuni din acest strat nu influențează funcționarea cicloanelor mari, cantitatea desprinsă fiind relativ mică față de cantitatea totală care este separată continuu de ciclon, în timp ce la cicloanele mici ele conduc la o funcționare sacadată și la ocluziuni temporare însoțite de variații de presiune.

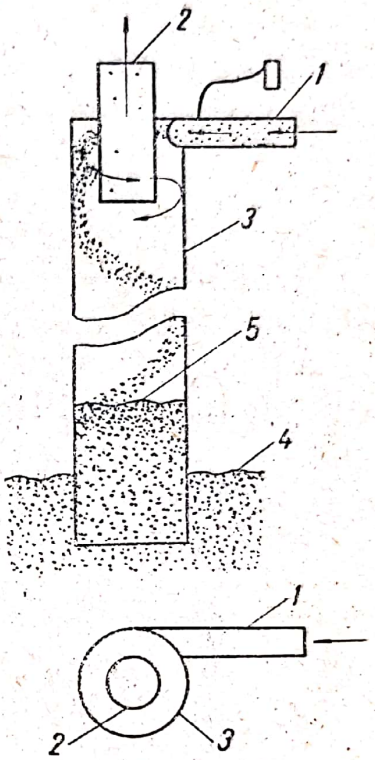


Fig. 59. Ciclon modificat: *1* — intrarea gazului (țuț tangențial); *2* — ieșirea gazului; *3* — piciorul ciclonului; *4* — nivelul stratului fluidizat; *5* — nivelul stratului în piciorul ciclonului.

În momentele de înfundare și desfundare, ciclonul nu funcționează normal și chiar dacă el separă bine în mod obișnuit, totuși în aceste perioade el lasă să treacă, fiind supraîncărcat de aglomerările desprinse de pe pereți, o importantă cantitate de pulbere. Pe de altă parte variațiile de presiune însăși, ce însoțesc aceste fenomene, provoacă variații în curgerea gazului și deci și în calitatea fluidizării dînd loc la antrenări excesive care nu pot fi reținute de ciclon din aceeași cauză a supraîncărcării. În același timp, pentru ca piciorul ciclonului să funcționeze normal, el trebuie să primească praful separat în mod continuu pentru ca echilibrul hidraulic existent în picior să nu fie deranjat. Scuturarea continuă a ciclonului rezolvă aceste inconveniente și pentru că de fapt

Scanned with OKEN Scanner

scuturarea ciclonului se transmite și la piciorul său, funcționarea acestuia este de asemenea îmbunătățită.

Scuturarea ciclonului se face cu ajutorul unui vibrator cu lamelă, care poate fi chiar un dispozitiv de sonerie adaptat în acest scop. Este bine ca lamela să fie de fapt o sîrmă rigidă de 2 mm, care să lovească direct în ciclon. Vibrațiile nu trebuie să fie puternice ci dese. Din această cauză se recomandă un vibrator cu inducție de 50 per/s.

Pentru micșorarea încărcării ciclonului, partea de sus a reactoarelor se construiește cu un diametru mai mare constituind o evazare, în care prin reducerea vitezei gazului o parte din particulele antrenate se depun și cad înapoi în strat, înainte de a ajunge în ciclon. Pentru a fi eficace, această lărgire trebuie să aibă un diametru cel puțin de două ori mai mare decît diametrul reactorului propriu-zis. În acest caz rezultă o scădere a vitezei gazului, în lărgire, pînă la 1/4 din valoarea sa din reactor. Acest fapt determină o depunere destul de importantă. Viteza de antrenare fiind proporțională cu pătratul diametrului particulei, urmează că în lărgire se depun particulele care au un diametru pe jumătate din cele antrenate. Pentru atingerea acestui scop trebuie să se prevadă însă și o înălțime suficientă pentru lărgire, înălțime care se ia în practică de circa 1,5 diametre ale lărgirii.

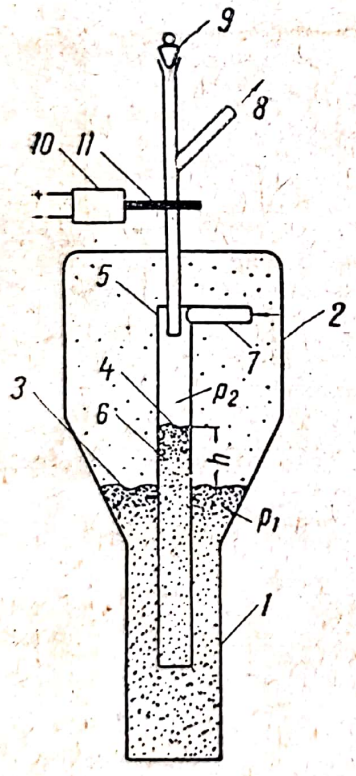


Fig. 60. Cap de reactor cu ciclon interior:
1 — reactor; *2* — lărgire; *3, 4* — nivele ale stratului; *5* — ciclon; *6* — piciorul ciclonului; *7* — ștuț tangențial; *8* — ieșirea gazelor; *9* — orificiu cu dop; *10* — vibrator; *11* — lamela vibratorului.

Pentru micșorarea electrizării pulberii se poate introduce în stratul de pulbere o sîrmă care să nu fie atacată de reactanți sau de către produsele de reacție și care să fie legată la pămînt sau la nulul rețelei electrice. Efectul electrostatic va fi descris la fluidizarea cu circulația solidului unde este mult mai important.

În fig. 60 se redă cel mai simplu mod de a rezolva construcția capului reactorului cînd distanța de la nivelul stratului fluidizat la ciclon este mică.

Orificiul *9* se poate închide cu un dop șlefuit sau cu o bucată de cauciuc cu clemă și poate fi folosit pentru descărcarea sau încărcarea reactorului cu pulbere. Scuturarea se face cu vibratorul *10* prevăzut cu lamela *11*.

Construcția cu ciclon interior este indicată în cazul reacțiilor la care există pericolul condensării produselor de reacție la temperatură

Scanned with OKEN Scanner

mai mică decît cea din reactor (de exemplu, a vaporilor de apă). În aceste cazuri ciclonul exterior ar trebui să fie încălzit și el separat. Construcția cu ciclon interior evită încălzirea. De asemenea, în această construcție efluentul intră direct în ștuțul tangențial al ciclonului și deci pierderea de presiune de la nivelul stratului fluidizat pînă la ieșirea din ciclon este mai mică. În consecință și nivelul *4* este mai scăzut, ceea ce ușurează scurgerea prafului din picior. Scuturăturile vibratorului se transmit pînă la ciclon și într-o măsură mai redusă la piciorul acestuia, eliberînd pereții de pulberea depusă și ușurînd scurgerea prafului din picior.

Dacă totuși se preferă ca ciclonul să fie exterior, de exemplu la reacțiile la care efluentul trebuie să fie răcit sau dacă pulberea este mult prea lipicioasă și vibrațiile vibratorului nu se transmit bine, atunci există mai multe posibilități.

Soluțiile care folosesc racordări curbe ale ciclonului la fluidizator nu sînt satisfăcătoare. În cazul cînd conducta de intrare în ciclon este dreaptă și piciorul de întoarcere a pulberii este curb, se produc frecvent înfundări ale piciorului. În cazul contrar, au loc depuneri de pulbere în cotul conductei de intrare în ciclon, care sînt urmate de desfundări violente, în timpul cărora ciclonul este supraîncărcat și nu separă bine.

O soluție foarte bună în cazul cicloanelor exterioare cu picior afundat este redată în fig. 61.

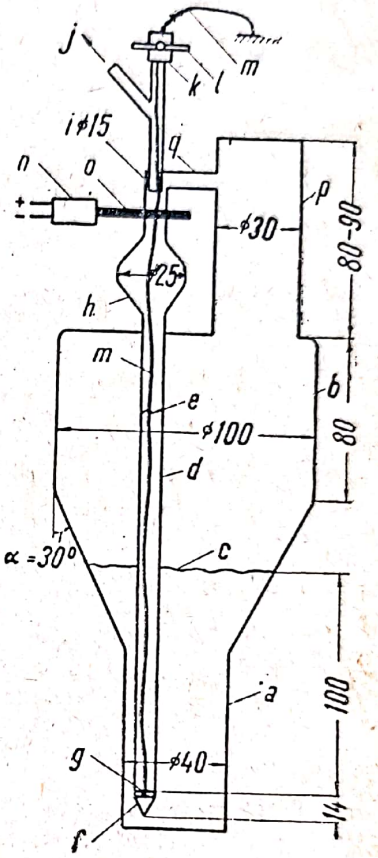


Fig. 61. Cap de reactor cu dom și picior de ciclon afundat:

a — reactor; *b* — lărgire; *c* — nivelul stratului în reactor; *d* — piciorul ciclonului; *e* — nivelul stratului în picior; *f* — dispozitiv de protecție; *g* — fereastră de curgere; *h* — lărgire; *i* — corpul ciclonului; *j* — ieșirea gazelor; *k* — țeavă de cauciuc; *l* — clemă cu șurub; *m* — sîrmă pentru dezelectrizare (legată la pămînt); *n* — vibrator; *o* — lamela vibratorului; *p* — dom; *q* — intrarea tangențială în ciclon.

În această construcție au fost eliminate dezavantajele din cazurile precedente în sensul că gazele ies din reactor prin domul *p* care are a secțiune mare (viteză mică a gazelor) și este lipsit de curburi. În consecință nu au loc depuneri de pulbere și efluentul intră direct în ștuțul *q* în mod continuu, fără șocuri. O altă îmbunătățire adusă, constă în lărgirea *h*, care se practică și la cicloanele de la reactoarele industriale de cracare catalitică a produselor petroliere, avînd rolul de spațiu de siguranță. Acest spațiu lărgit este necesar în cazul cînd nivelul *e* ajunge pînă

aproape de ciclon, existînd în acest caz pericolul grav ca toată pulberea din reactor să fie antrenată prin piciorul ciclonului direct spre ieşirea *j*.

În spaţiul lărgit *h* are loc o mărire de secţiune în care se sparge pistonarea incipientă. În general o parte din gazele din reactor trec şi prin piciorul ciclonului în sus, menţinînd în acesta o stare de fluidizare liniştită, bună pentru transmiterea presiunilor hidrostatice şi menţinerea echilibrului de presiuni. Cîteodată însă pătrund pe jos şi bule de gaz, care provoacă o pistonare nedorită în picior şi ridică prin fluctuaţii nivelul *e* pînă la *h*. Pentru evitarea intrării acestor bule se prevede piciorul ciclonului cu şicana *f*, care este fixată de extremitatea piciorului astfel încît să lase fereastra *g* pe unde se scurge pulberea din picior, fără ca bulele să poată intra în acesta, ele fiind deviate de şicana *f*. Mărimea ferestrei *g* se determină prin încercări, astfel încît să nu împiedice scurgerea liberă a prafului acumulat.

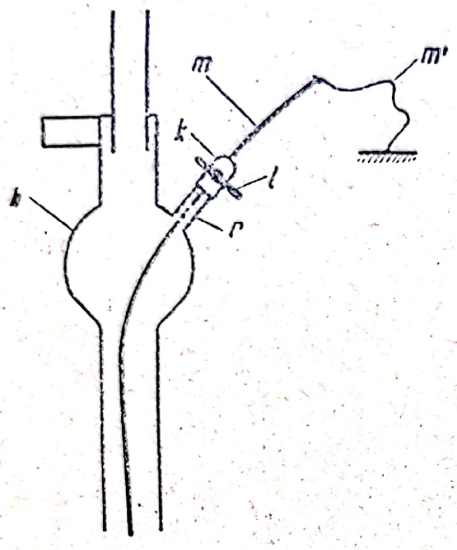


Fig. 62. Dispozitiv de desfundare:

h — lărgire; *k* — ţeavă de cauciuc; *l* — clemă; *m* — sîrmă groasă; *m'* — sîrmă subţire; *r* — ştuţ lateral sudat la lărgire.

În fig. 62 se arată o modificare de detaliu a construcţiei precedente, care permite o manipulare mai uşoară. În această figură, *m* este o sîrmă de 0,8—1 mm diametru, rigidă, pentru desfundare şi dezelectrizare şi *m'*, sîrmă subţire de legătură la pămînt.

În toate variantele date mai sus piciorul ciclonului este afundat pe lîngă peretele reactorului propriu-zis, deoarece acolo stratul fluidizat are mişcarea de coborîre caracteristică. Această mişcare în acelaşi sens cu sensul de cădere a pulberii din picior ajută la golirea piciorului. Afundarea piciorului nu trebuie să fie prea mare, însă suficientă pentru ca fluctuaţiile nivelului stratului fluidizat să nu lase nici un moment extremitatea piciorului fără închidere.

Cînd stratul fluidizat este mai puţin înalt şi deci distanţa de la extremitatea piciorului ciclonului pînă la locul unde se produce scuturarea datorită vibratorului este prea mare, aceste vibraţii nu sînt suficiente pentru ca să scuture piciorul pînă jos şi piciorul se umple treptat cu pulbere, fără ca să mai existe un echilibru între cantitatea de pulbere intrată în el pe sus şi ceea ieşită pe jos. În acest caz, numai aerarea piciorului poate oferi o soluţie, legată însă de alte inconveniente.

Aerarea constă în introducerea unui gaz inert sau chiar a gazelor de reacţie într-un punct al piciorului ciclonului, situat între extremi-

Scanned with OKEN Scanner

tatea de jos a piciorului ciclonului și nivelul de pulbere din picior. Considerînd de exemplu fig. 60, se observă că la echilibru, presiunea deasupra stratului fluidizat din reactor este p_1, iar presiunea deasupra nivelului solidului din picior este p_2. Presiunea p_2 fiind mai mică decît presiunea p_1, diferența $p_2 - p_1$ este echilibrată de coloana de solid cu înălțimea h.

Dacă prin piciorul ciclonului nu urcă o parte din gazele din reactor, pulberea din picior nu este fluidizată și nu transmite presiunea hidrostatică. În acest caz trebuie să se introducă din afară în piciorul ciclonului un curent de gaz a cărui presiune și loc de injectare se stabilesc astfel încît să se obțină în picior o stare de fluidizare liniștită. Echilibrul hidrostatic se restabilește prin faptul că presiunile se transmit din nou ca și în lichide: pentru o cantitate de pulbere căzută de sus, va ieși pe la extremitatea inferioară a piciorului o cantitate egală de pulbere. Punctul de injectare trebuie să fie cît mai jos pentru a se obține aerarea întregii coloane de pulbere. Aerarea are însă și dezavantajele ei. În primul rînd ea este greu de realizat practic în condițiile de laborator. Gazul de aerare cel mai indicat este însuși efluentul. Operația aceasta este greu de realizat deoarece efluentul trebuie comprimat și refulat cu debite foarte mici și suflante atît de mici nu se găsesc ușor. O altă soluție constă în aerarea cu un gaz inert, de exemplu azot, care apoi va fi prezent în efluent. Dacă prezența acestui gaz inert nu deranjează genul de analiză adoptat, atunci soluția aceasta poate fi aplicată. Realizarea constructivă a aerării însă și funcționarea sa la scară de laborator sînt probleme dificile.

Un alt mod de a rezolva problema întoarcerii pulberii separate în ciclon în stratul fluidizat din reactor este asemănător cu soluția adoptată la cracarea catalitică a produselor petroliere pentru ciclonul secundar. În instalațiile industriale se utilizează de obicei două sau chiar trei cicloane în serie pentru separarea înaintată a pulberii antrenate de efluent. Avînd în vedere că în al doilea ciclon coloana de pulbere separată din picior trebuie să echilibreze o pierdere de presiune care este suma pierderilor de presiune din ambele cicloane, urmează că această coloană de pulbere va fi foarte înaltă dacă și piciorul celui de-al doilea ciclon va fi imersat în strat. În consecință, pentru a evita înălțarea exagerată a reactorului, extremitatea de jos a acestui picior se retrage deasupra stratului și se închide printr-un dispozitiv care se deschide automat cînd nivelul pulberii din picior a atins o valoare fixată dinainte. În laborator acest dispozitiv nu poate fi executat întocmai, în schimb se pot folosi două soluții care dau rezultate bune.

Scanned with OKEN Scanner

În fig. 63 se dă prima soluție. Aceasta constă în a doza scurgerea pulberii cu ajutorul unui dop conic păsuit. Se observă că întreg dispo-

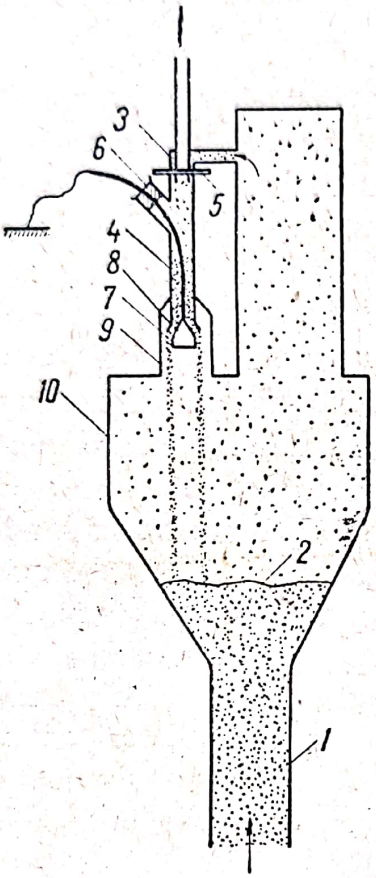


Fig. 63. Cap de reactor cu reglarea întoarcerii pulberii:

1 — reactor; *2* — nivelul stratului; *3* — ciclon; *4* — piciorul ciclonului; *5* — lama vibratorului; *6* — dop de cauciuc; *7* — dop de sticlă sau metal; *8* — locașul păsuit al dopului *7*; *9* — lărgirea piciorului ciclonului; *10* — lărgirea reactorului.

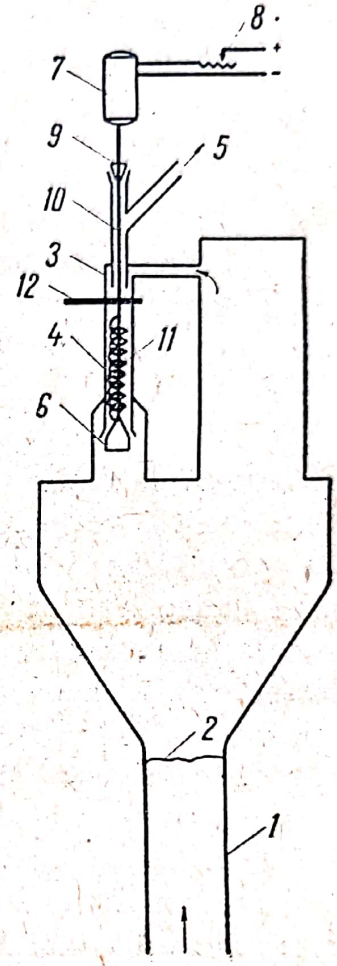


Fig. 64. Cap de reactor cu reglarea mecanică a întoarcerii pulberii:

1 — reactor; *2* — nivelul stratului; *3* — ciclon; *4* — piciorul ciclonului; *5* — ieșirea gazului; *6* — dop conic; *7* — motoraș electric; *8* — reostat; *9* — dop de cauciuc etanș; *10* — tijă metalică rigidă; *11* — spirală de sîrmă; *12* — lamela vibratorului.

zitivul este ridicat din lărgirea *10* pentru că de multe ori pulberea depusă pe pereții acestuia împiedică controlul vizual al poziției dopului. Prin dopul de cauciuc *6* trece etanș sîrma cu care se manevrează dopul conic *7*. Pulberea separată de ciclon și căzută în picior se poate scurge în cantitatea dorită în funcție de interstițiul care este lăsat între dopul *7* și locașul său *8*. La o funcționare regulată și continuă se poate stabili un echilibru între pulberea căzută în picior și cea evacuată pe

Scanned with OKEN Scanner

jos, echilibrul de presiuni fiind asigurat prin fluidizarea liniştită a pulberii din piciorul ciclonului de către gazele ce pătrund prin interstiţiu. Pentru o funcţionare regulată însă vibratorul este absolut necesar. La această construcţie trebuie să se pornească cu o cantitate de pulbere iniţială în piciorul ciclonului, astfel încît să se asigure circuitul normal al gazelor care altfel ar pătrunde direct prin piciorul ciclonului în ciclonul propriu-zis, prin drumul cu rezistenţa cea mai mică. Pulberea se introduce prin 6. Această operaţie nu este necesară de la o experienţă la alta, cînd aparatul este oprit la echilibru.

Pentru a avea un control mai sigur asupra scurgerii pulberii se poate întrebuinţa construcţia şi montajul din fig. 64 care oferă un mod complet de a rezolva problema întoarcerii pulberii separate. Aparatul funcţionează în felul următor. Se aşteaptă ca pulberea căzută din ciclon să formeze un strat de o înălţime suficientă pentru a asigura închiderea hidraulică a piciorului. Cînd stratul a atins această înălţime se porneşte motoraşul 7 şi se reglează astfel viteza sa încît cantitatea de pulbere evacuată de spirala metalică ce funcţionează ca un şnec să fie egală cu cea căzută de sus.

O altă posibilitate de reglare, în trepte ajutătoare, o constituie schimbarea mărimii interstiţiului dopului păsuit 6. Rotaţia acestui dop ajută la învingerea frecării dintre particule şi deci la obţinerea unei scurgeri continue a pulberii.

Vizibilitatea este necesară pentru observarea nivelului pulberii în picior, nivel care poate să varieze lent cîteodată din cauza fluidizării inegale, care are drept consecinţă şi o antrenare medie variabilă.

Vibratorul este necesar pentru degajarea pereţilor ciclonului şi funcţionarea în bune condiţii a acestuia.

2. Fluidizarea cu circulaţie

Realizarea fluidizării cu circulaţie în laborator impune în primul rînd precizarea noţiunii de „lucrare de laborator". Scara mică la care se execută o lucrare constituie într-adevăr o condiţie suficientă ca ea să fie considerată de laborator. Condiţia aceasta nu este însă şi necesară. Scopul lucrării şi anume procurarea de date experimentale pentru instalaţia pilot constituie într-adevăr o condiţie necesară şi suficientă.

Pentru fluidizarea cu circulaţie, literatura de specialitate menţionează aparate de laborator, de sticlă, care fac parte din instalaţii cu înălţimi totale de 7—8 m. În aceste aparate calitatea fluidizării poate fi judecată vizual, fapt foarte important, şi în acelaşi timp se pot stabili parametrii de curgere necesari proiectării piloţilor metalici în care

Scanned with OKEN Scanner

se efectuează reacții în strat fluidizat cu circulația catalizatorului. Se construiesc totuși și în laborator aparate de curgere cu circulația solidului care au dimensiuni reduse și care pot servi pentru exemplificare și pentru o primă luare de contact cu tehnica circulației. Mai mult, în literatură este descrisă o întreagă instalație de cracare catalitică a produselor petroliere în strat fluidizat cu circulația catalizatorului și care are dimensiuni foarte reduse.

În fig. 65 este dată schița unui aparat de curgere care, dacă este construit conform indicațiilor, poate funcționa neîntrerupt în foarte bune condiții, demonstrînd posibilitatea tratării solidelor sub formă de pulbere, drept fluide.

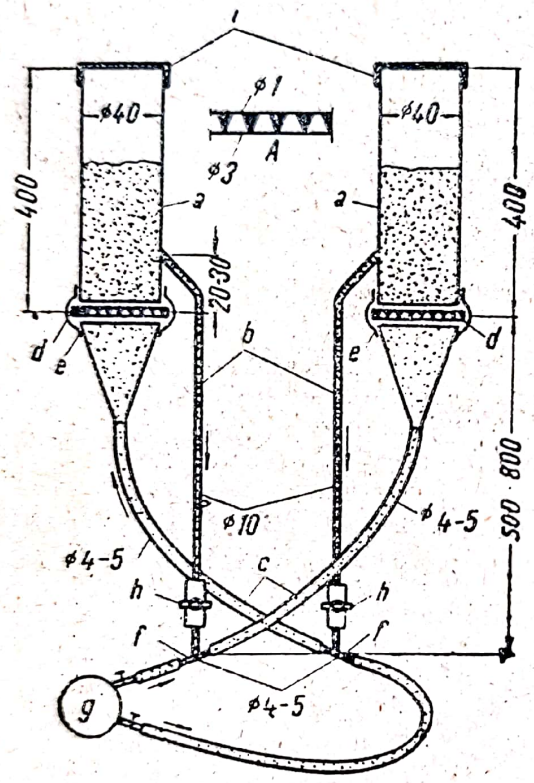


Fig. 65. Aparat mic de laborator pentru fluidizare cu circulație:
a — fluidizatoare; *b* — conducte de coborîre; *c* — conducte de urcare; *d* — plăci perforate; *e* — manșoane de cauciuc; *f* — teuri de antrenare; *g* — suflător de aer; *h* — cleme cu șurub; *i* — filtre de pînză.
A — detaliul plăcii *d*.

Aparatul este format din două fluidizatoare de sticlă *a* în care se fluidizează praf de marmură sau nisip de 100—200 μ. Circulația pulberii se face prin cădere în conductele de coborîre *b*, debitul de pulbere fiind reglat de clemele cu șurub *h*. În teurile de antrenare *f* pulberea este antrenată de curentul de aer și urcată în fluidizatoare prin conductele de urcare *c*. Spre deosebire de plăcile perforate sau sitele care sînt întrebuințate la fluidizatoarele fără circulație, plăcile de distribuție ale acestui aparat au găuri de o formă specială. Deosebirea provine din faptul că la fluidizarea cu circulație gazul care vine de jos și intră prin placa perforată este încărcat cu pulberea pe care a antrenat-o și pe care trebuie s-o introducă în strat. Dacă placa perforată are găuri cilindrice, care lasă o suprafață plină relativ mare, pulberea antrenată se va lovi de această suprafață, își va pierde viteza inițială și va cădea înapoi în con unde va forma un depozit din ce în ce mai important, care va deranja funcționarea aparatului sau chiar o va opri. În detaliul *A* se vede că aceste găuri au o formă conică, reducîndu-se în acest fel suprafața de opoziție a plăcii și păstrîndu-se la partea superioară o secțiune totală suficient de mică pentru a se evita căderea pulberii prin placa de distribuție. Acest fel de găuri se realizează ușor într-o placă meta-

Scanned with OKEN Scanner

lică (de exemplu cupru) cu un burghiu care este lăsat să perforeze numai cu partea sa conică. Un alt mod de rezolvare îl constituie eliminarea completă a plăcii perforate. Construcția este mai simplă, însă fluidizarea nu mai este de calitate bună.

Debitele necesare pe fiecare ramură sînt de 300 l/h și pot fi furnizate de un suflător mai puternic sau mai bine de o suflantă. Drept filtre pentru reținerea prafului antrenat se pot prevedea filtre-sac, legate pe fluidizatoare, sau cartușe din vată de sticlă sau pînză, care se introduc chiar înăuntrul fluidizatorului și se fixează cu opritoare.

Pentru proiectarea instalațiilor pilot sau industriale se recomandă construirea unei instalații mari de laborator care să permită studiul vizual și în care să se poată măsura parametrii necesari. Pentru asemenea instalații este necesar un spațiu orizontal de 5 × 3 m și o înălțime de circa 7 m.

Deoarece aplicația principală a fluidizării cu circulație o constituie cracarea catalitică a produselor petroliere, care reprezintă și aplicația principală a fluidizării în general, se va considera că aparatele de laborator construite pentru studiul hidrodinamic, la rece, al fluidizării cu circulație au drept scop să furnizeze date pentru proiectarea instalațiilor pilot sau industriale de cracare a produselor petroliere în strat fluidizat. În consecință și părțile componente ale aparaturii vor fi descrise după rolul pe care îl au într-o instalație de cracare (de exemplu „reactor" și „regenerator").

Aparatura descrisă în cele ce urmează poate folosi atît la însușirea tehnicii fluidizării cu circulație cît și la stabilirea caracteristicilor de curgere ale catalizatorului care va fi întrebuințat în mod efectiv la reacție. Pentru început se poate lucra cu pulbere de marmură sau nisip de 100—150 μ sau 100—200 μ, care a fost recomandată și la fluidizarea fără circulație. Această pulbere curge bine și se separă bine în cicloane. Pulberea de 0—100 μ cere precauții mai mari, mai ales în conductele de coborîre, pentru asigurarea unei curgeri line.

În general, greutatea specifică a catalizatorilor naturali sau sintetici întrebuințați în industria petrolieră este în jurul a 2 000 kgf/m^3.

Amestecul de gaz și solid se prezintă sub formă de fază fluidizată densă în reactor și regenerator, sub formă de fază densă nefluidizată, însă aerată, în conductele de coborîre și sub formă de fază diluată de solid dispersat în gaz în conductele de ridicare. Este foarte important să se cunoască caracteristicile acestor faze, astfel cum se prezintă ele în instalațiile de cracare catalitică a fracțiunilor petroliere, atît pentru a înțelege aparatele care vor fi descrise și rostul diferitelor dispozitive, cît și pentru a ști ce date trebuie urmărite și culese în instalațiile de laborator.

Scanned with OKEN Scanner

a) **Stările sub care se prezintă amestecul de gaz și solid.** *În reactor și regenerator* se găsește o fază densă care prezintă în ansamblu o suprafață orizontală, neregulată și nestabilă (asemănătoare suprafeței unui lichid care fierbe violent). În reactor, gazul de aerație din conducta de coborîre, vaporii sau gazele reactante, aburul de stripping și catalizatorul regenerat, iar în regenerator aerul de combustie împreună cu catalizatorul uzat, intră în această fază densă pe la partea inferioară a stratului și se amestecă cu stratul. Cea mai mare parte din catalizator rămîne în strat, iar gazul urcă prin vas cu viteza de fluidizare de ordinul 30—60 cm/s. La aceste viteze, antrenarea pulberii fine este importantă, însă poate fi rezolvată cu sistemele clasice de recuperare. Greutatea specifică a stratului fluidizat variază între 240 și 560 kgf/m^3, în mod normal, fiind cuprinsă între 400 și 480 kgf/m^3.

În conductele de coborîre, curgerea catalizatorului este îndreptată în jos și se face pe baza gravitației. Pentru a obține o stare fluidă în aceste conducte, în care în mod normal nu există o circulație de gaz în sus care să asigure fluiditatea, trebuie să se prevadă din loc în loc injecții de gaz inert sau vapori de apă. Dacă stratul este static sau curge în jos cu viteze mici, atunci gazul de aerare se ridică prin pulbere. În caz contrar, solidul antrenează gazul în jos în drumul său descendent. În ambele situații, există o presiune hidrostatică a coloanei de pulbere, indiferent de mecanismul de formare al acestei presiuni. Felul curgerii trebuie să fie definit, întrucît o stare intermediară conduce la o curgere nestabilă care alternează de la un tip la celălalt. Această stare poate fi însoțită de fluctuații în greutatea specifică a fluidului (solid+gaz) și să provoace variații mari în debitul de curgere. Se poate întîmpla de asemenea ca din cauza acestui fapt să se producă aglomerări, sub formă de bolți, în regiunile unde are loc trecerea între cele două tipuri de curgere. Primul tip de curgere (cu mișcare ascendentă a gazului) este curgerea unei pulberi fluidizate și nu se poate adopta în cazul conductelor de coborîre pentru că nu permite obținerea de debite mari de curgere.

Cînd viteza de coborîre a solidului trece de 60 cm/s, gazul de aerație este antrenat în jos de particulele de solid. În conductele de coborîre există deci o fază densă, de altă natură însă decît cea din reactor și regenerator. Greutatea specifică a fluidului în conductele de coborîre variază între 240 și 500 kgf/m^3, în mod normal între 400 și 500 kgf/m^3.

La baza conductei de coborîre presiunea este mai mare, gazul de aerație este comprimat și este nevoie de o cantitate mai mare de gaz pentru a menține greutatea specifică necesară. Gazul de aerație se introduce prin puncte de injecție distanțate pe verticală cu cîte circa 4 m. La viteze mici de coborîre se observă o curgere sacadată pentru că densitatea variază mult pe verticală. O curgere lină se obține la viteze cuprinse între 1,5 și 2,1 m/s.

Scanned with OKEN Scanner

În conductele de urcare, amestecul de gaz și catalizator este diferit de cel din cazurile anterioare. Aici există o fază dispersă, care se mișcă datorită diferenței de presiune a mediului purtător — gazul. Viteza minimă este de 4,5—5 m/s, însă curgerea este lină și continuă la viteze cuprinse între 10 și 12 m/s. Peste aceste viteze, eroziunea conductelor devine importantă. Gazul purtător se mișcă cu o viteză superioară solidului pe care îl antrenează, existînd o alunecare. Factorul de alunecare este greu de evaluat precis pentru că depinde de mai mulți parametri, însă avînd în vedere importanța sa el trebuie determinat experimental. În absența datelor experimentale se apreciază la valoarea 2. Aceasta înseamnă că greutatea specifică a fazei disperse este de fapt mai mare decît cea care rezultă din considerarea debitelor de gaz și solid care intră în conductă.

Considerații mai precise asupra alunecării se găsesc la capitolul de hidrodinamică a fluidizării cu circulație, în cadrul problemei transportului pneumatic. Greutatea specifică a fazei diluate din conductele de urcare este în general de ordinul a 30 kgf/m^3, fără a se ține seama de alunecare.

b) **Parametri de determinat.** Parametrii ce pot fi determinați cu aparatele a căror descriere urmează, sînt:

— calitatea fluidizării în funcție de granulația pulberii și de viteza de fluidizare;

— viteza de fluidizare;

— viteza de antrenare;

— cantitatea de pulbere antrenată de gaze din strat;

— cantitatea separată de ciclon, eficacitatea acestuia la diferite viteze și granulații;

— cantitatea separată de filtru, debitul specific de filtrare pentru diferite materiale;

— limitele între care variază raportul solid-gaz (raportul dintre debitul de solid din conducta de urcare și debitul de gaz de transport, ambele exprimate în greutate);

— greutatea specifică a stratului fluidizat, a fazei dense din conductele de coborîre și a fazei diluate din conductele de urcare;

— pierderile de presiune în diferitele elemente ale instalației.

Încercările în aceste instalații se efectuează la temperatură și presiune normală, folosindu-se de obicei aerul în locul gazului care va fi întrebuințat efectiv în reacția chimică, în cazul cînd caracteristicile de fluidizare ale acestui gaz nu diferă mult de cele ale aerului.

Datele obținute pe aparatele ce vor fi descrise mai departe pot fi transpuse asupra instalațiilor pilot și deci pot servi ca o bază pentru proiectarea acestora.

Scanned with OKEN Scanner

c) **Aparate de laborator.** *Aparat mare de laborator cu un singur vas de fluidizare.* Schema aparatului este redată în fig. 66 [6]. Instalația are o înălțime totală de circa 6 m. Vasul de fluidizare este format dintr-o porțiune cilindrică de sticlă cu diametrul 0,105 m și înălțimea 1,6 m, care se continuă cu o porțiune metalică de același diametru și cu o înălțime de 0,7 m. La partea inferioară vasul se termină cu un con metalic care face legătura cu conducta de coborîre a pulberii cu diametrul 0,038 m și înălțimea 3,2 m. Această conductă comunică prin teul de antrenare cu conducta de urcare, de 0,027 m diametru.

Debitul pulberii care coboară prin conducta de coborîre se reglează cu ajutorul unei clapete. În poziție orizontală, clapeta obturează complet secțiunea de curgere a conductei. Prin rotirea cu 90° a clapetei se obține secțiunea de curgere maximă (v. fig. 67). Sub clapetă, conducta de coborîre a pulberii intră în teul de alimentare cu aer al aparatului.

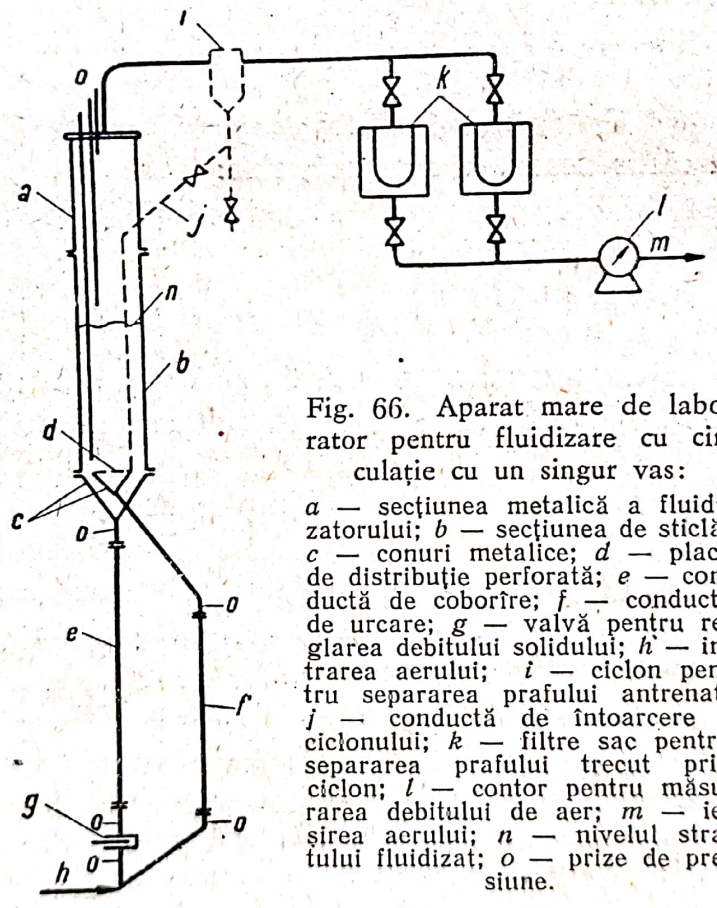


Fig. 66. Aparat mare de laborator pentru fluidizare cu circulație cu un singur vas:

a — secțiunea metalică a fluidizatorului; *b* — secțiunea de sticlă; *c* — conuri metalice; *d* — placă de distribuție perforată; *e* — conductă de coborîre; *f* — conductă de urcare; *g* — valvă pentru reglarea debitului solidului; *h* — intrarea aerului; *i* — ciclon pentru separarea prafului antrenat; *j* — conductă de întoarcere a ciclonului; *k* — filtre sac pentru separarea prafului trecut prin ciclon; *l* — contor pentru măsurarea debitului de aer; *m* — ieșirea aerului; *n* — nivelul stratului fluidizat; *o* — prize de presiune.

Conducta de urcare a pulberii, care pornește din acest teu, intră tangențial în conul metalic interior de la baza reactorului. Construcția bazei reactorului este redată în fig. 68. La partea superioară a conului interior se află o placă de distribuție. Ochiurile acestei plăci sînt

Scanned with OKEN Scanner

pătrate cu latura de 1 cm și formează un grătar confecționat din benzi metalice de 1 mm grosime.

La ieșirea din reactor aerul este trecut prin ciclon și două filtre-sac. Măsurarea debitului de gaz se face cu ajutorul unui contor uscat, montat după filtru. Aparatul este prevăzut cu mai multe prize de presiune care permit măsurarea pierderii de presiune în conducta de coborîre a pulberii, în conducta de urcare a pulberii, în clapetă și presiunea în reactor la patru nivele diferite.

Toate liniile de presiune sînt prevăzute, la 10—20 cm distanță de locul unde se măsoară presiunea, cu un știuț pentru admisia gazului necesar refulării pulberii, care în caz contrar ar invada linia. Sursa de gaz de refulare trebuie să asigure gazului o presiune egală cu presiunea punctului unde este injectat, pentru a putea curge în sensul dorit. Debitul de gaz de refulare, necesar pentru a menține linia de presiune liberă de pulbere, este de maximum 50 l/h.

Ca sursă de gaz pentru refularea pulberii, se poate folosi o butelie de aer comprimat a cărui presiune se poate reduce în funcție de necesități, cu ajutorul unui reductor metalic. Debitul gazului de refulare se măsoară cu ajutorul rotametrelor sau flowmetrelor.

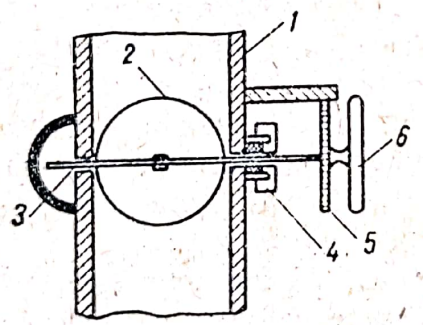


Fig. 67. Clapetă pentru reglarea debitului de solid în conducta de coborîre:

1 — conductă de coborîre; *2* — clapetă; *3* — lagăr; *4* — presetupă; *5* — rotiță dințată; *6* — manetă.

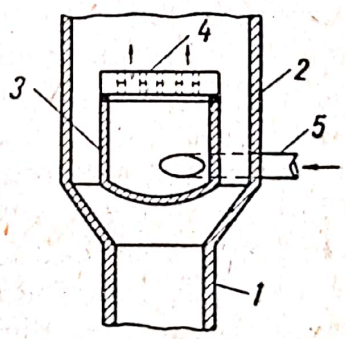


Fig. 68. Baza reactorului la aparatul cu un vas:

1 — conductă de coborîre; *2* — reactor; *3* — corp interior; *4* — grătar; *5* — intrare tangențială.

Încărcarea reactorului cu pulbere se face cu ajutorul unui rezervor metalic montat deasupra reactorului. Rezervorul este format dintr-un cilindru cu fund conic. Gura de încărcare a rezervorului se află în capacul acestuia și se închide cu ajutorul unei flanșe. Un șnec vertical care se mișcă în conducta de legătură a rezervorului cu reactorul trimite pulberea în reactor. Șnecul este acționat prin manipularea unei tije care străbate flanșa de închidere a gurii de încărcare. Etanșarea tijei în flanșă se face cu ajutorul unei presetupe.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru o curgere mai ușoară, se egalizează presiunea din reactor cu cea din rezervor, cu ajutorul unei conducte de legătură.

Măsurarea debitului de solid care curge prin conducta de coborîre se poate face ușor, însă nu precis, prin introducerea unei cantități de pulbere colorată la partea superioară a conductei de coborîre. Măsurînd viteza de coborîre a inelului colorat și cunoscînd secțiunea conductei de coborîre și greutatea specifică aparentă a pulberii, se poate calcula debitul gravimetric al pulberii. Injectarea pulberii colorate în sistem se efectuează la momentul dorit prin pompare cu ajutorul unei pere de cauciuc, plină cu pulbere colorată și care este legată în permanență cu conducta de coborîre prin intermediul unui ștuț.

Funcționarea aparatului. Un curent de aer cu un debit convenabil ales, se încarcă în teul de alimentare cu cantitatea de solid care cade prin conducta de coborîre a pulberii. Se formează o fază dispersă de solid în aer, care se ridică prin conducta de urcare a pulberii și intră în reactor prin placa de distribuție a conului metalic interior. Secțiunea reactorului este astfel aleasă în raport cu secțiunea conductei de urcare, încît la debitul necesar antrenării în conducta de urcare să corespundă în reactor o viteză de fluidizare turbulentă. Stratul fluidizat se întinde cel mult pe 1/3 din înălțimea reactorului. Restul de două treimi superioare ale reactorului constituie un spațiu de siguranță pentru întoarcerea pulberii proiectate de stratul în fierbere și mai ales pentru a evita pătrunderea pulberii în conducta de ieșire din reactor în cazul pistonării. Pulberea care reprezintă catalizatorul uzat părăsește continuu reactorul prin spațiul inelar delimitat între conul exterior și cel interior de la baza reactorului. Debitul acestei pulberi prin conducta de coborîre se reglează cu ajutorul clapetei.

Determinările experimentale pe aparatul cu un singur vas au drept prim obiectiv realizarea din punct de vedere calitativ a fluidizării și a circulației pulberii.

— *Fluidizarea* este de o calitate cu totul diferită de fluidizarea turbulentă, care se obține în aparatura de laborator, la care distribuția curentului gazos se face prin plăci de sticlă sinterizată și viteza gazului nu depășește 6 cm/s. În aparatul descris, placa de distribuție fiind un grătar cu orificii pătrate cu latura 1 cm, distribuția aerului pe secțiunea vasului nu mai este atît de uniformă. În plus, intrarea tangențială a aerului în aparat accentuează neomogenitatea distribuției curentului gazos, creînd drumuri preferențiale la nivelul pereților vasului. (Intrarea tangențială este necesară pentru evitarea curgerii pulberii în conducta de urcare la oprirea aparatului). Din aceste motive, calitatea fluidizării nu este bună la viteze mici de fluidizare.

— *Transportul pneumatic* se realizează cu viteze variind între 10 și 15 m/s, transportul de solid fiind 2—16 kg solid/kg de gaz. Se poate

Scanned with OKEN Scanner

deci depăşi raportul solid/gaz indicat în literatură. Se observă că forma conductei de urcare are efect asupra antrenării şi anume trebuie evitate porţiunile orizontale şi coturile cu rază de curbură mică.

În aparatul cu un singur vas, conducta de urcare face un unghi de întoarcere de 180° între teul de alimentare şi intrarea în reactor. În acest caz, evitarea porţiunilor orizontale este în detrimentul evitării coturilor cu rază de curbură mică. Experienţa arată că efectul coturilor bruşte este mai puţin important decît efectul porţiunilor orizontale. În dreptul coturilor şi a porţiunilor orizontale, pulberea se aglomerează sub forma unei panglici continue, care şerpuieşte pe peretele conductei de urcare. Forma acestei panglici se schimbă cînd se mişcă conducta. În porţiunile verticale, pulberea este uniform distribuită pe secţiunea conductei, formînd o fază dispersă omogenă.

În cazul cînd se operează cu viteze mari de antrenare, se observă un efect electrostatic foarte important. Dacă se învelește conducta de urcare cu o plasă metalică, aceasta se încarcă cu electricitate. Prin atingere cu mîna se produc scîntei şi plasa se descarcă prin scurgere la pămînt. În punctele de contact ale plasei cu peretele de sticlă se observă depuneri importante de pulbere pe peretele de sticlă. Fenomenul este de aceeaşi natură cu acumularea de electricitate statică într-un condensator: pulberea şi plasa reprezintă plăcile condensatorului, iar sticla — dielectricul. Aceste fenomene electrice au o importanţă deosebită la instalaţiile de cracare unde apariţia scînteilor poate provoca explozii grave.

În tabela 7 se dau cîteva date de funcţionare ale unui asemenea aparat.

Tabela 7. Date de funcţionare ale aparatului cu un singur vas *

Debitul aerului $\times 10^3$		Viteza în conducta de coborîre	Debitul solidului $\times 10^3$	Raportul solid/gaz în greut.	Viteza în conducta de urcare	Viteza de fluidizare
m^3/s	kg/s	cm/s	kg/s		m/s	m/s
9,1	11,8	4,	62,4	5,3	16	0,96
8,35	10,8	5,25	82,5	7,6	14,8	0,88
8,35	10,8	2	31	2,9	14,8	0,88
8,0	10,4	1,43	22,25	2,15	14,2	0,84
8,35	10,8	2,85	44,5	4,1	14,8	0,88
7,4	9,65	10	156	16	13,1	0,78

* S-a folosit pulbere de marmură de 100—200 μ.

Aparat mare de laborator cu două vase de fluidizare (reactor şi regenerator). O încercare de proiectare tehnologică a unei instalaţii de acest fel este dată la cap. „Proiectarea instalaţiilor de fluidizare".

Scanned with OKEN Scanner

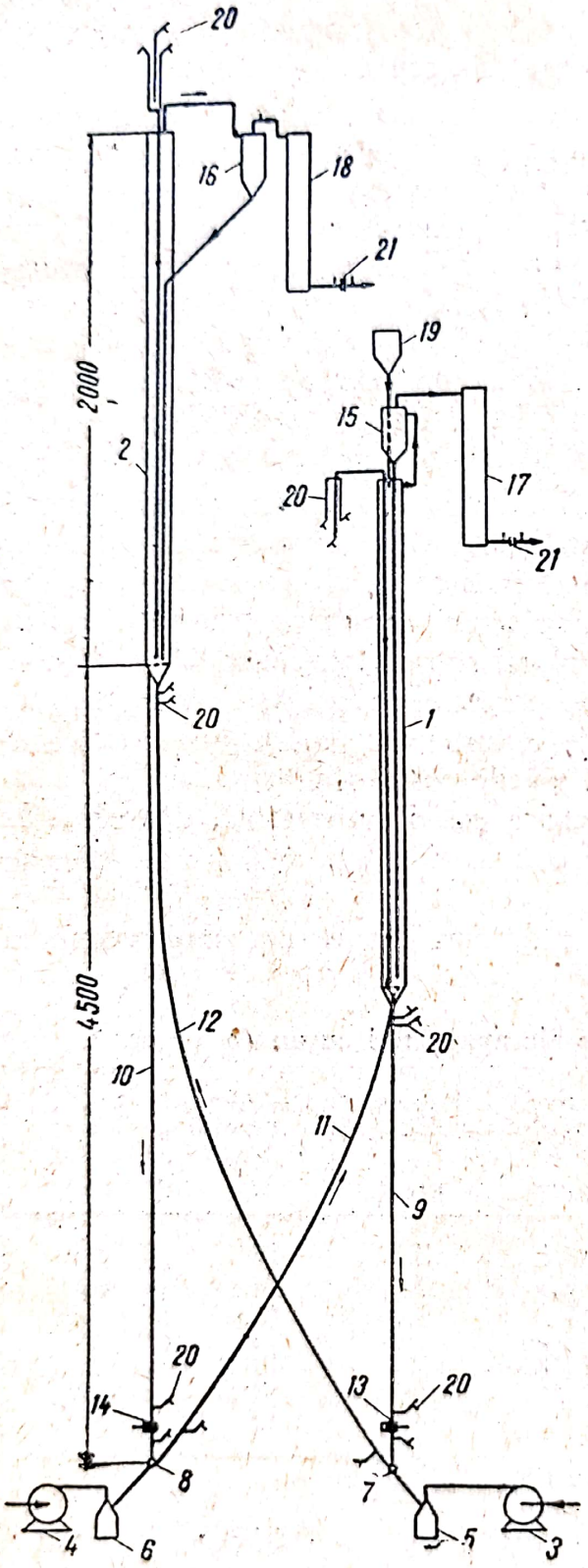


Fig. 69. Schema de instalație a aparatului de laborator cu două vase.

Descrierea instalației. În fig. 69 se dă schema instalației, compusă dintr-un reactor *1* și un regenerator *2*. Reactorul este format dintr-un tub de sticlă cu diametrul 10,6 cm și 1,2 m înălțime, continuat cu un tub metalic de același diametru și 0,7 m înălțime. Partea inferioară a reactorului este construită din sticlă pentru a se putea observa calitatea fluidizării. Pentru același motiv, regeneratorul este format dintr-o parte metalică de 0,75 m înălțime. Partea superioară a reactorului și regeneratorului este metalică pentru a putea face legătura dintre vase și restul instalației.

Diametrele reactorului și regeneratorului pot fi egale sau diferite, după condițiile impuse de reacția chimică și de fluidizare. Este bine ca diametrele să nu fie egale pentru a putea realiza condiții diferite.

În partea inferioară a tubului de sticlă al reactorului se găsește baza reactorului reprezentată în fig. 70. Baza reactorului trebuie să permită introducerea catalizatorului regenerat de către gazele reactante, realizarea unei bune diviziuni a gazelor pentru a avea o fluidizare uniformă și căderea catalizatorului uzat în conducta de coborîre.

Gazele reactante împreună cu catalizatorul ajung în re-

Scanned with OKEN Scanner

actor după ce au străbătut o placă de distribuție metalică cu găuri conice. Catalizatorul uzat curge în jos printr-un spațiu inelar cuprins între peretele reactorului și placa de distribuție.

Baza regeneratotrului (fig. 71), care are aceeași funcție ca și baza reactorului, are o construcție deosebită și anume conducta de urcare

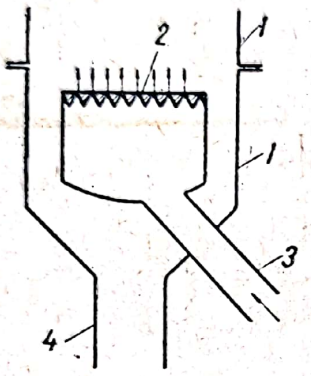


Fig. 70. Baza reactorului la aparatul cu două vase:
1 — reactor; *2* — placă perforată cu găuri conice; *3* — conductă de urcare; *4* — conductă de coborîre.

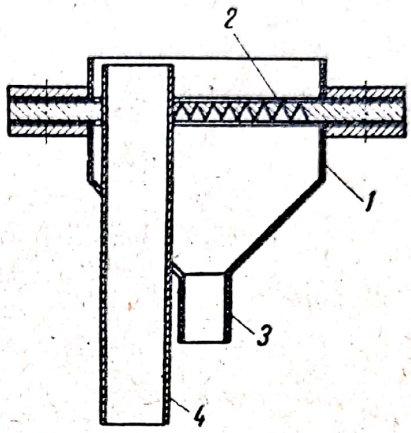


Fig. 71. Baza regeneratorului la aparatul cu două vase:
1 — regenerator; *2* — placă perforată (ca la reactor); *3* — conductă de urcare; *4* — conductă de coborîre.

a catalizatorului uzat este axială, în timp ce conducta de coborîre a catalizatorului regenerat este laterală.

Distribuirea curentului de aer și de catalizator uzat se face printr-o grilă cu găuri conice. Alimentarea cu aer a sistemului se face cu ajutorul unor suflante *3* și *4* de cîte 0,2 atm și 17 m^3/h. Pe conductele de refulare a suflantelor se găsesc supape de siguranță. După fiecare suflantă, înainte de teurile de alimentare 7 și *8*, se află vasele de siguranță *5* și *6*. Vasele de siguranță sînt metalice și au rolul de a împiedica ajungerea catalizatorului la suflante în cazul cînd se oprește circulația aerului în mod neprevăzut sau cînd antrenarea catalizatorului nu este totală. Prin vasele de siguranță se face și golirea sistemului de catalizator.

Teurile de alimentare sînt confecționate din sticlă și au o formă care rezultă din studiul traiectoriei vînei de solid în acest punct. Din fiecare teu de alimentare se ridică cîte o conductă de urcare și coborîre a catalizatorului. Conducta de coborîre *9* a catalizatorului uzat din reactor are o lungime de 1,5 m și diametrul 38 mm, iar cea de coborîre a catalizatorului regenerat *10* are 4,10 m lungime și 28 mm diametru. Conductele de urcare *11* și *12*, a reactorului și a regeneratorului, au diametrul de 18 mm. Atît conductele de coborîre cît și cele de urcare

Scanned with OKEN Scanner

sînt făcute din sticlă pentru a permite observarea fenomenelor care au loc înăuntrul lor.

Reglarea debitului de catalizator ce cade din reactor, respectiv regenerator, se face cu ajutorul unor valve aşezate în partea de jos a fiecărei conducte de coborîre. Valva *13* este sub formă de clapetă şi este identică cu cea reprezentată în fig. 67. Valva *14* este o valvă alunecătoare şi este reprezentată în fig. 72. Valva are în interior un butuc cu o deschidere cilindrică, prin care se scurge pulberea.

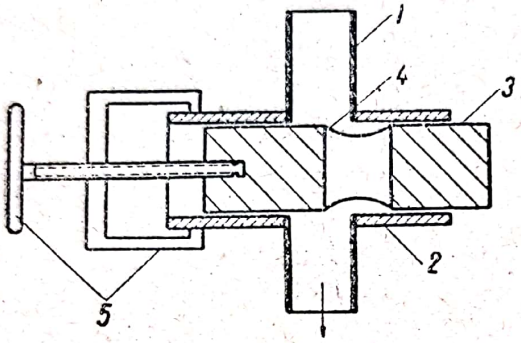


Fig. 72. Valvă alunecătoare:
1 — conductă de coborîre; *2* — locaş cilindric; *3* — butuc găurit mobil; *4* — gaură cilindrică în butuc; *5* — dispozitiv pentru mişcarea butucului.

După reactor şi regenerator se găsesc cicloanele *15* şi *16*. Catalizatorul depus în cicloane este întors în sistem. Pentru a întoarce în reactor catalizatorul antrenat de gazele rezultate din reacţie, ciclonul *15* este situat chiar deasupra reactorului, iar conducta de evacuare a pulberii separate de ciclon este prelungită cu o ţeavă de sticlă imersată în stratul fluidizat, aşa încît să constituie o închidere hidraulică. Ciclonul regeneratorului este aşezat lateral faţă de regenerator, iar conducta de evacuare a catalizatorului depus intră în regenerator în partea metalică şi de acolo este prelungită cu o ţeavă de sticlă care ajunge de asemenea în stratul fluidizat.

Filtrele *17* şi *18* sînt filtre-sac, avînd rolul de a reţine pulberea cea mai fină care nu a putut fi separată de cicloane. Sacul filtrelor are 40 cm lungime şi 8 cm diametru. Pentru a evita înfundarea filtrelor, sacul este prevăzut cu un scuturător manual format dintr-o tijă fixată la sac şi etanşată cu o presetupă. Alimentarea sistemului cu pulbere se face cu ajutorul unui rezervor metalic *19* situat deasupra reactorului.

Dimensionarea tehnologică a instalaţiilor de fluidizare se face, mai ales, în funcţie de pierderile de presiune ce au loc în diversele elemente ale instalaţiei. Pentru măsurarea pierderilor de presiune se folosesc manometrele diferenţiale de sticlă *20*, cu apă sau mercur. În vasele de reacţie se măsoară şi presiunea absolută la trei nivele diferite pentru determinarea greutăţii specifice a stratului fluidizat. Toate manometrele şi debitmetrele se grupează pe un tablou comun care este indicat să fie situat mai sus decît priza cea mai înaltă a instalaţiei pentru evitarea invadării cu pulbere a conductelor de legătură de la instalaţie la tablou.

Scanned with OKEN Scanner

Ca sursă pentru aerul de refulare se folosește o suflantă cu următoarele caracteristici: debit 1,5 m^3/h la presiunea de 0,3-0,4 at. Debitul gazului de refulare se măsoară cu ajutorul rotametrelor. Măsurarea debitului de gaz trimis în reactor, respectiv regenerator, se face cu ajutorul unor diafragme *21* montate la ieșirea din fiecare filtru.

M o d u l d e f u n c ț i o n a r e. Curentul de aer trimis de suflantă antrenează în teul de alimentare pulberea care cade din reactor prin conducta de coborîre. Debitul de pulbere care cade din reactor se reglează cu ajutorul valvei *13*. Aerul împreună cu pulberea formează o fază dispersă care se ridică prin conducta de urcare în regenerator. În regenerator aerul fluidizează pulberea și stratul fluidizat se întinde cel mult pe o treime din înălțimea regeneratorului. Aerul iese din regenerator și ajunge în atmosferă după ce a trecut prin ciclon și filtru. Aerul trimis de suflanta *4* antrenează în teul de alimentare pulberea care cade din regenerator și o transportă în reactor. Manevrarea instalației se face în modul următor:

1. Se umple cu pulbere rezervorul de pulbere. În mod gradat se lasă să cadă pulberea din rezervor în reactor, cu ajutorul șnecului.

2. Se pune în funcțiune suflanta care trimite în sistem gazul pentru refularea pulberii în diferitele ștuțuri de presiune ale instalației.

3. Se reglează debitele de refulare la valori cuprinse între 20 și 50 l/h.

4. Se pune în funcțiune suflanta *3* și se trimite aerul în regenerator.

5. Cu ajutorul valvei *13* se reglează debitul de pulbere care cade din reactor.

6. Se transportă pulbere în regenerator pînă cînd piciorul conductei de întoarcere a pulberii din ciclon este sub nivelul pulberii din regenerator.

7. Se oprește transportul pulberii în regenerator prin închiderea valvei *13*, lăsînd însă neschimbat debitul de aer în conducta de urcare a regeneratorului.

8. Se oprește alimentarea reactorului cu pulbere din rezervor în momentul în care piciorul conductei de întoarcere a pulberii din ciclon rămîne îngropat în stratul din reactor.

9. Se pune în funcțiune suflanta *4*.

10. Se începe circulația pulberii manevrînd valvele *13* și *14*. Debitul de pulbere care trece prin fiecare valvă trebuie reglat astfel încît nivelul pulberii din cele două vase să rămînă constant (la un inventar de pulbere constant, este suficient să se mențină constant numai unul din nivele).

Scanned with OKEN Scanner

Oprirea instalației se face în modul următor:

1. Se oprește transportul pulberii.
2. Se închid clemele de la partea superioară a conductelor de urcare pentru a evita golirea reactorului, respectiv regeneratorului.
3. Se opresc suflantele *3* și *4*.
4. Se oprește suflanta pentru gazul de refulare.

Determinări experimentale. În primul rînd aparatul servește pentru instruirea personalului care va opera instalațiile de cracare catalitică în strat fluidizat, permițînd familiarizarea cu această tehnică fără pericol de explozie, cu posibilitatea variației condițiilor de funcționare și cu avantajul posibilității observării vizuale a fenomenelor care au loc.

În al doilea rînd el permite studiul și determinarea parametrilor necesari proiectării. Unele din aceste date ar putea fi folosite direct pentru proiectarea instalațiilor industriale, însă în general ele se folosesc pentru proiectarea piloților de fluidizare. De exemplu, nu se pot realiza în aparatul descris greutăți specifice de ordinul a 250—500 kgf/m^3 în conductele de coborîre, adică de același ordin de mărime ca și în stratul fluidizat. Aceasta pentru că în instalațiile industriale vitezele de coborîre a pulberii în conductele de coborîre depășesc 2 m/s, atît din cauza diametrului cît și a înălțimii foarte mari a acestor conducte. În ele pulberea este foarte afînată în timp ce în conductele instalației de laborator descrise, de circa 30 mm diametru, nu se pot obține viteze mai mari de 40 mm/s și în consecință amestecul de solid și gaz are o greutate specifică foarte apropiată de cea în grămadă. Vitezele de fluidizare pot fi variate între 30 și 50 cm/s în reactor și 40—80 cm/s în regenerator. Calitatea fluidizării este mai bună decît la aparatul cu un singur vas datorită unei diviziuni mai bune a curentului de aer prin plăcile cu găuri mici.

Vitezele de antrenare pot fi variate între 9 și 15 m/s. Fazele din conductele de urcare sînt perfect omogene.

Raportul solid/gaz poate fi variat între 3 și 10 în conducta de urcare în reactor și 0,5—3 în cea de urcare în regenerator. Valoarea mai scăzută a raportului la conducta de urcare a regeneratorului se explică prin lungimea acestei conducte, care la diametrul său mic comportă o pierdere de presiune ridicată atît din cauza frecării cît și a presiunii rezultate din greutatea pulberii, presiune care este proporțională cu densitatea fazei și cu înălțimea pe verticală a conductei.

Pierderile de presiune se măsoară în următoarele elemente ale instalației: stratul fluidizat, conductele de urcare, conductele de coborîre, plăcile de distribuție, valve, cicloane și filtre.

d) **Refularea pulberii din conductele de măsură.** Invadarea liniilor de presiune cu pulbere se evită prin suflarea în liniile de pre-

siune a unui curent de gaz de refulare. Problema se pune în special în cazul măsurării presiunii în puncte de fază densă (în stratul fluidizat sau în conductele de coborîre a pulberii).

Măsurarea presiunii nu trebuie să fie influențată de existența curentului de gaz de refulare. Pentru ca citirea presiunii să nu fie alterată, este necesar ca locul de injectare al gazului de refulare și debitul acestuia să fie corect alese. Într-adevăr, presiunea înregistrată de manometru este presiunea din punctul de admisie al gazului de refulare. Această presiune este mai mare decît presiunea din punctul unde se ia priza de presiune, cu o cantitate egală cu pierderea de presiune a gazului de refulare pe porțiunea de conductă care desparte punctul de injectare a gazului de refulare de punctul unde se ia priza de presiune.

În cazul cînd se măsoară o presiune diferențială, este suficient ca gazul de refulare să fie injectat pe cele două ramuri ale manometrului diferențial, în puncte egal distanțate de punctul unde se află priza de presiune ($a=b$ în fig. 73) și ca debitele celor două curente să fie egale. Această dublă condiție asigură egalitatea celor două pierderi de presiune ale gazului de refulare pe porțiunile de conductă a și b, și deci manometrul diferențial înregistrează pierderea de presiune efectivă între punctele care interesează (secțiunea conductei de refulare pe porțiunile a și b este identică). În caz contrar, cele două pierderi de presiune nu se anulează și dau o pierdere de presiune suplimentară, care se adaugă la pierderea de presiune reală.

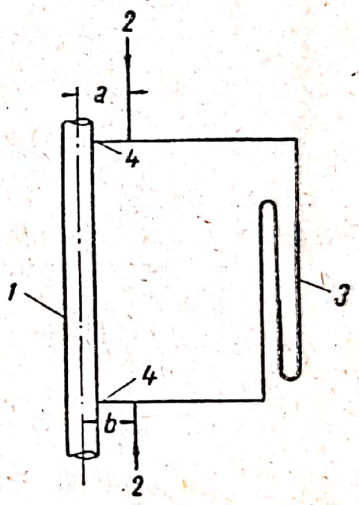


Fig. 73. Tehnica măsurării presiunilor:
1 — amestec de gaz și solid; *2* — gaz de refulare; *3* — manometru diferențial; *4* — prize de presiune.

În cazul cînd se măsoară o presiune absolută, manometrul înregistrează din cauza curentului de refulare o presiune mai mare decît cea existentă în punctul unde se face măsurătoarea. Pentru ca eroarea în plus să fie cît mai mică este necesar ca locul de admisie al gazului de refulare să fie cît mai aproape cu putință de priza de presiune și ca gazul de refulare să fie injectat cu un debit cît mai mic. Micșorarea debitului este limitată inferior de funcțiunea pe care o îndeplinește acest gaz și anume de eficacitatea refulării. Se recomandă ca ștuțul de presiune în care se face refularea pulberii să aibă un diametru interior de 10—12 mm, iar punctul de injecție al gazului de refulare să fie cît mai apropiat de punctul în care se ia presiunea.

Eficacitatea separării pulberii în cazul fluidizării unei pulberi de marmură de 100-200 μ cu vitezele indicate mai sus, este satisfăcătoare, aproximativ 99% din pulberea antrenată fiind separată în ciclon.

Scanned with OKEN Scanner

B. Transferul de căldură

1. Stratul fluidizat cu încălzire interioară

În fig. 74 se redă schița unui aparat de laborator pentru studiul transferului caloric în strat fluidizat prin suprafețe de încălzire interioare. Materialul supus fluidizării se află în spațiul inelar, cuprins între un element încălzitor central *1* și un tub de oțel *2* de 1,25 m înălțime și 0,07 m diametru interior. Tubul este prevăzut la partea inferioară cu o secțiune conică *3* care servește la distribuția curentului de aer. În partea superioară, tubul se continuă cu o secțiune lărgită *4*, menită să împiedice o elutriere excesivă prin aceea că cea mai mare parte din solidul antrenat, ajuns la nivelul lărgirii, cade înapoi în sistem. Aerul care părăsește secțiunea de degajare este trimis într-un ciclon *5* care separă particulele transportate.

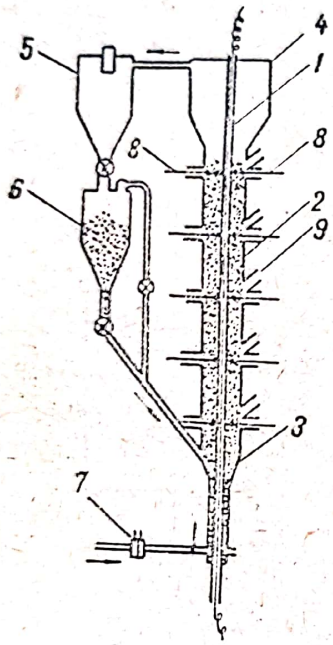


Fig. 74. Aparat de laborator pentru studiul transferului caloric (încălzire interioară).

Introducerea pulberii în sistem se face cu ajutorul unui rezervor de alimentare *6* în care intră și pulberea separată în ciclon. În timpul determinărilor experimentale, alimentarea sistemului cu pulbere din rezervorul de alimentare este foarte redusă, întrucît debitul de recirculare impus de elutriere este scăzut. Debitul agentului de fluidizare se măsoară cu ajutorul unei diafragme *7*, montate pe conducta de intrare în sistem.

Elementul încălzitor constă dintr-o rezistență de Cr-Ni, conținută într-un tub metalic de 0,012 m diametru și 0,86 m lungime, izolată cu magnezie compresată. Rezistența electrică se întinde pe toată lungimea tubului metalic, pentru ca orice suprafață neîncălzită să fie eliminată. Pentru a determina modul în care este dispusă rezistența de Cr-Ni în direcție axială și a putea calcula fluxul caloric prin orice secțiune a elementului încălzitor, se recomandă fotografierea cu raze X a acestuia. Secțiunea metalică încălzită se continuă în sus și în jos cu două secțiuni de sticlă de același diametru, care servesc la susținere și prin care se scot din secțiunea de încălzire, conductorii electrici prin care sistemul este alimentat cu curent.

Energia electrică consumată se calculează ca produsul dintre voltajul și amperajul măsurat, în cazul cînd factorul de putere este egal cu unitatea. Căldura transmisă de elementul încălzitor către stratul

Scanned with OKEN Scanner

fluidizat se consideră a fi egală cu energia electrică consumată, deoarece neglijarea pierderilor prin conductibilitate prin suporturile de sticlă și prin radiație duce la erori foarte mici.

Temperaturile se măsoară cu ajutorul unor termocuple *8* plasate la cinci nivele, în lungul axei longitudinale a stratului. La fiecare din aceste nivele se fac citiri cu trei termocuple: unul înserat în peretele metalic al elementului încălzitor, altul mobil în direcție radială, în stratul fluidizat, și al treilea înserat în peretele exterior al aparatului de fluidizare.

Pentru măsurarea distribuției pe verticală a presiunii în interiorul stratului se folosesc patru prize de presiune *9*. Cu ajutorul gradientului de presiune măsurat la cele patru manometre conectate la prizele de presiune, se poate calcula concentrația solidului la diferite nivele. Cu toate că nu există o corespondență absolut exactă între gradientul de presiune și concentrația solidului, aproximarea este suficientă pentru calculele inginerești.

Procedura experimentală. Se introduce aer în coloană cu debitul necesar fluidizării. În continuare se introduce în aparat pulbere, așa încît secțiunea de încălzire să fie în întregime imersată în stratul fluidizat. Se alimentează cu curent circuitul de încălzire. Se reajustează debitul de aer și curentul de încălzire. După ce se reglează ritmul reciclării pulberii antrenate și fluidizarea intră în regim, se așteaptă stabilizarea parametrilor necesari determinării: consumul de energie electrică al încălzitorului, debitul aerului, temperatura în diferite puncte ale aparaturii și pierderea de presiune parțială și totală.

Pereții exteriori ai coloanei nefiind izolați, energia produsă de elementul încălzitor iese din sistem atît sub formă de căldură sensibilă (conținută în efluent) cît și sub formă de pierderi de căldură către exterior. Deci nu este posibil să se facă o verificare a căldurii transmise prin pereții elementului încălzitor, cu ajutorul unui bilanț caloric aplicat curentului de agentul de fluidizare. Acest dezavantaj este contrabalansat însă de avantajul posibilității transferării unor cantități mai mari de căldură decît cele pe care le-ar fi putut prelua agentul de fluidizare singur și deci, de posibilitatea obținerii unor diferențe de temperatură mari între peretele cald și stratul fluidizat, cu toate că coeficienții de transfer caloric sînt mari.

2. Stratul fluidizat cu încălzire exterioară

a) **Încălzirea electrică.** În fig. 75 se reprezintă schița unui aparat de laborator pentru studiul transferului caloric în strat fluidizat prin suprafețe de încălzire exterioare. Aparatul este împărțit în trei

zone: secțiunea centrală *1* folosită ca suprafață de schimb caloric este din aluminiu. Sursa de căldură constă dintr-o rezistență *2* de Cr-Ni, bobinată pe partea centrală a acestei secțiuni. Din măsurarea tensiunii și intensității curentului se poate calcula consumul de energie electrică și deci căldura transmisă pe oră. Cele două secțiuni *3* care mărginesc secțiunea de încălzire sînt din sticlă, pentru a face minime pierderile de căldură prin conductibilitate. De asemenea, din cauza emisivității reduse a aluminiului nu este necesară o corecție pentru radiație.

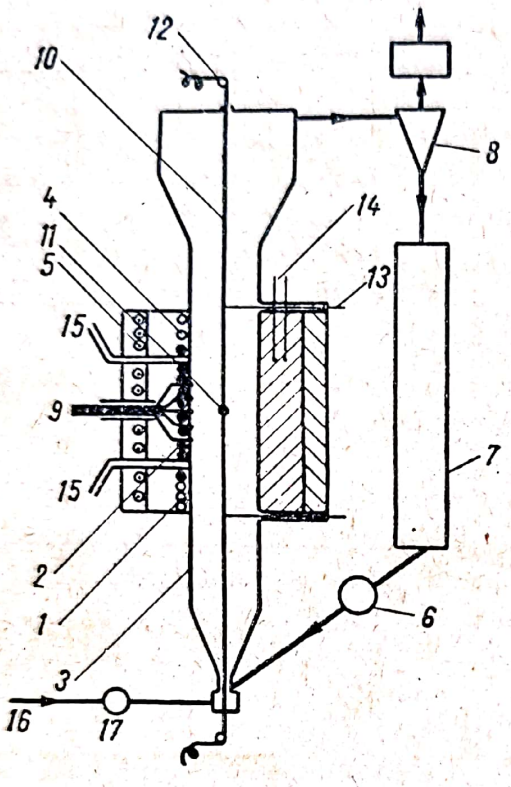


Fig. 75. Aparat de laborator pentru studiul transferului caloric (încălzire exterioară).

Revenind la secțiunea de încălzire, pierderile de căldură de la elementul încălzitor în direcție longitudinală, respectiv radială, sînt eliminate prin folosirea unor încălziri adiționale: două elemente marginale *4* care prelungesc încălzirea centrală în sus și în jos, reglate așa încît să elimine gradienții longitudinali în punctele de joncțiune cu încălzirea centrală, și un element *5*, concentric cu încălzirea centrală, care este reglat astfel încît să elimine gradienții radiali în stratul de izolant care desparte cele două încălziri concentrice. Întregul sistem, format din cele patru elemente încălzitoare, este izolat termic față de exterior.

La începutul operației, solidul conținut într-o coloană de alimentare este introdus în coloana de fluidizare prin intermediul unui alimentator cu vibrator *6*, pentru a asigura o curgere continuă. O coloană *7*, de diametru mai mic, servește la colectarea particulelor separate de ciclonul *8*. Pulberea colectată în această coloană se întoarce continuu în sistem.

Temperaturile se măsoară cu termocuplele *9*, înserate în tubul de aluminiu la cinci nivele în lungul secțiunii de încălzire. Un termocuplu *10*, cu sudura caldă în *11*, protejat cu o teacă de aluminiu împotriva radiației, poate fi mișcat în strat în direcție longitudinală pe rolele *12* (în pozițiile corespunzătoare termocuplelor din peretele de aluminiu) și în direcție radială cu ajutorul vergelelor *13*. Altă serie de termocuple *14* controlează lipsa gradienților de temperatură radiali și lon-

Scanned with OKEN Scanner

gitudinali, dincolo de secțiunea de încălzire principală. Un manometru, conectat la cele două prize de presiune *15*, plasate la extremitățile secțiunii de încălzire, măsoară diferența de presiune în lungul acestei secțiuni. Gradientul de presiune este egal cu concentrația medie a particulelor între cele două prize de presiune.

Procedura experimentală. Se introduce prin *16* aer în coloană, cu debitul necesar experimentării, măsurat cu ajutorul rotametrului *17*. În continuare se introduce în aparat atîta pulbere încît secțiunea de încălzire să fie scăldată în totalitatea ei de stratul fluidizat. Se alimentează cu curent circuitul principal, iar în circuitele secundare se reglează curentul la valorile care asigură eliminarea transferului de căldură de la elementul principal în direcție longitudinală sau radială. Cînd aparatul intră în regim (ceea ce durează relativ mult din cauza inerției sistemului și a fineței reglajului încălzirilor adiționale) se măsoară simultan energia electrică consumată în încălzirea centrală, debitul aerului, temperaturile în diferite puncte ale sistemului și pierderea de presiune prin coloană.

Dimensiunile aparatului sînt: diametrul interior al coloanei 0,1 m; înălțimea 2,5 m; lungimea secțiunii de aluminiu 2 m din care 0,64 m sînt ocupați de elementul încălzitor central.

b) **Încălzire cu vapori care condensează.** Se recomandă folosirea unui aparat cu manta dublă de vapori. Prin menținerea mantalei exterioare la aceeași presiune cu mantaua interioară se împiedică pierderile de căldură în direcție radială. Pierderile de căldură în direcție longitudinală sînt reduse de faptul că peretele tubului este subțiat la ambele capete ale secțiunii de încălzire. Pentru a măsura pierderile care au totuși loc, se măsoară gradientul longitudinal de temperatură.

Secțiunea de încălzire este precedată de o secțiune de intrare de formă conică și se continuă în partea superioară cu o secțiune de degajare. Particulele antrenate de agentul de fluidizare, care nu se depun în secțiunea de degajare, sînt reținute într-un filtru-sac. Distribuirea agentului de fluidizare se face printr-o placă poroasă.

Vaporii sînt generați într-un mic boiler și intră în mantale pe la partea superioară. Condensul se culege la baza mantalelor. Căldura totală transmisă se calculează din cantitatea de condensat colectată în mantaua interioară cu ajutorul ecuației lui Nusselt referitoare la condensarea aburului saturat.

Măsurătorile de presiune statică și temperatură se fac cu ajutorul unor prize mobile.

Dimensiunile aparatului sînt: diametrul interior 0,05 sau 0,06 m; înălțimea 0,57 sau 0,66 m diametrul exterior al mantalei exterioare 0,16 m.

Scanned with OKEN Scanner

C. Realizarea reacţiilor chimice şi a proceselor fizice în laborator

Spre deosebire de aparatele descrise anterior şi care servesc numai pentru experimentări la rece, aparatele descrise în această secţiune servesc la realizarea reacţiilor şi proceselor fizice în condiţii cît mai apropiate de cele în care va funcţiona instalaţia industrială. Aceasta nu înseamnă însă că aparatele sau instalaţiile diferă esenţial de cele descrise mai înainte. Ele trebuie să respecte aceleaşi condiţii de curgere şi să fie înzestrate cu elementele necesare conducerii şi controlului reacţiei (elemente încălzitoare sau răcitoare, termocuple, termoregulatoare etc.). În acelaşi timp, toate părţile confecţionate din materiale sensibile la temperatură, agenţi chimici corozivi etc., trebuie înlocuite cu materiale adecvate.

Importanţa instalaţiei de laborator rezidă în faptul că permite o observare vizuală a stratului în timpul reacţiei şi dacă din diferite motive aparatul nu poate fi construit din material tansparent este bine să se treacă direct la studiul într-o instalaţie pilot, afară de cazul cînd se opun alte motive.

Reacţia în strat fluidizat la scară de laborator şi în condiţiile cerute de timpii de contact obişnuiţi ai reacţiilor conduce deseori la reactoare disproporţionate. Într-adevăr, condiţia respectării unui debit mic de reactanţi (secţiune mică) şi a obţinerii unei conversii maxime se realizează în reactoare subţiri şi înalte la care raportul h/D_T este foarte favorabil pistonării şi exclude, în cazul reacţiilor necatalitice, întrebuinţarea unei granulaţii mari de solid. În cazul reacţiilor catalitice conduce la obţinerea unei fluidizări care, fără să prezinte pistonare, nu este de o calitate bună (bule mari, învolburări locale, lipsa unei curgeri uniforme în jos a catalizatorului la nivelul pereţilor, pe toată înălţimea reactorului etc.). Din această cauză, dacă timpul de contact cunoscut sau presupus este mic sau moderat se recomandă să se experimenteze la scară de laborator. Dacă timpul de contact este mare este preferabil să se treacă direct la instalaţia pilot. Considerarea timpului de contact se face în raport cu diametrul reactorului. Cu alte cuvinte, dacă raportul h/D_T este mai mare ca 5, se consideră că timpul de contact este mare şi că trebuie să se adopte o instalaţie pilot care la înălţime identică cu înălţimea instalaţiei de laborator are un diametru mai mare. În consecinţă se îmbunătăţeşte raportul h/D_T şi se realizează condiţii favorabile pentru o fluidizare mai bună. În cazul cînd debitul disponibil de agent fluidizant este foarte mic şi pentru diametrul reactorului ar rezulta valori sub 5 mm, unii autori [6] recomandă aşezarea în reactor a unor şicane în formă de elice cu diferite profile,

Scanned with OKEN Scanner

care elimină pericolul pistonării, iar în tuburi cu diametre mai mari, agitatoare care realizează o pseudofluidizare la debite foarte mici de gaze (sub debitul corespunzător vitezei minime de fluidizare).

1. Reacții catalitice

Reacțiile catalitice sînt conduse de obicei în instalațiile de laborator în regim discontinuu, chiar dacă catalizatorul se dezactivează. Motivul îl constituie faptul că realizarea unei instalații de laborator cu regenerarea continuă a catalizatorului, prin circulația sa între un reactor și un regenerator, este dificilă la scară de laborator. Din această cauză se studiază curba conversiei și a selectivității în funcție de timp pe o șarjă de catalizator, determinîndu-se în același timp și viața catalizatorului.

Catalizatorul epuizat este apoi regenerat pe loc (prin arderea cărbunelui depus în pori, prin reducere etc.), repetîndu-se aceste cicluri discontinue pînă cînd catalizatorul se dezactivează ireversibil. Aceste date servesc proiectării unei instalații pilot sau industriale cu funcționare discontinuă sau continuă, dacă sînt întregite de determinări de curgere. În literatură [7] se descrie totuși o instalație de laborator pentru realizarea unei reacții catalitice cu regenerare continuă, cu circulația catalizatorului între două vase distincte (reactor și regenerator).

Studiul comportării catalizatorilor pentru cracare catalitică trebuie să fie condus în condiții cît mai apropiate de cele din industrie și în același timp trebuie să economisească într-o măsură cît mai mare catalizatorul de încercat. Pînă la apariția stratului fluidizat încercările se făceau în strat fix. Extrapolarea acestor date la stratul fluidizat este riscantă. În consecință s-a adoptat la început un mod de lucru discontinuu, în care un fluidizator mic juca succesiv rolul de reactor și regenerator fără circulația catalizatorului. Acest mod de lucru este totuși și el destul de departe de condițiile în care are loc procesul în instalația industrială. Aparatura recomandată de autori se compune dintr-un reactor suprapus peste un regenerator, la care catalizatorul uzat din reactor cade printr-o conductă de coborîre într-o conductă de urcare care-l transportă cu ajutorul azotului într-un rezervor plasat deasupra regeneratorului. Din acest rezervor, catalizatorul uzat cade în regenerator unde este fluidizat și regenerat cu aer și apoi intră în reactor. Stratul fluidizat unic (fără circulația catalizatorului) care a stat la baza proiectării aparatului descris avea o capacitate de 600 g de catalizator (cca. 1 l), un diametru de aproximativ 5 cm și o viteză de fluidizare de 1,5—12 cm/s.

Scanned with OKEN Scanner

2. Reacţii necatalitice

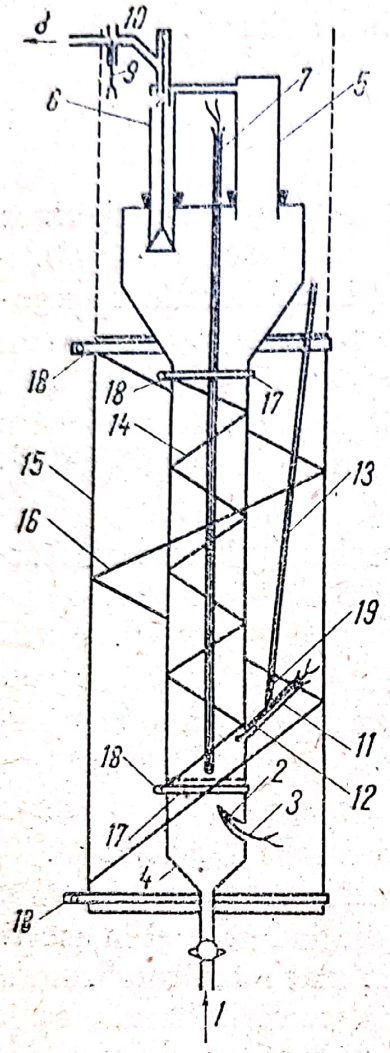


Fig.. 76. Reactor pentru reacţii catalitice endoterme: *1* — intrarea gazelor; *2* — locaş pentru termocuple; *3* — termocuplu pentru măsurarea temperaturii reactanţilor la intrarea în reactor; *4* — difuzor; *5* — dom; *6* — ciclon; *7* — teacă centrală de termocuplu; *8* — ieşirea gazelor; *9* — termocuplu; *10* — priză de presiune; *11* — ştuţ pentru termocuplu; *12* — termocuplu; *13* — ţeavă de sticlă pentru prelungirea ştuţului de presiune; *14* — rezistenţă de încălzire a reactorului; *15* — manta de izolare încălzită; *16* — rezistenţă de încălzire a mantalei; *17* — braţări de aluminiu sau cupru; *18* — bornele rezistenţelor; *19* — cartuş de vată de sticlă.

Reacţiile necatalitice consumă solidul care reacţionează cu agentul de fluidizare. Din această cauză solidul trebuie reîmprospătat şi evacuat în mod continuu. Dispozitivele de încărcare şi descărcare mecanice nu pot fi construite însă la scară de laborator şi trebuie realizate prin conducte de coborîre sau descărcare care să creeze diferenţa de presiune prin presiunea coloanelor de solid. Ca să curgă bine prin astfel de conducte, pulberea trebuie să aibă o granulaţie mai mare care nu este aptă la fluidizare în reactoare mici de laborator, pulberea fină să poată curge, conductele din cauza raportului h/D_T. Pentru ca totuşi trebuie să aibă diametre mai mari, care ocupă o secţiune importantă din secţiunea totală a reactorului. Toate aceste motive determină să se prefere, ca şi în cazul reacţiilor catalitice, conducerea procesului în regim discontinuu, stabilindu-se timpul de contact al gazului, timpul de staţionare al solidului şi conversia. Pe baza acestor date se poate proiecta o instalaţie pilot cu mers continuu.

3. Procese endoterme

Problema caracteristică ce trebuie rezolvată în cazul reacţiilor endoterme constă în modul de introducere a căldurii în spaţiul de reacţie. În general, suprafaţa laterală de transfer este suficientă la scara de laborator. Acest fapt se explică prin aceea că micşorînd diametrul reactorului, suprafaţa laterală scade relativ mai puţin decît volumul reactorului şi deci cantitatea de căldură necesară reacţiei poate fi transmisă exclusiv prin pereţi (cantitatea de căldură necesară este proporţională cu debitul, proporţional la rîn-

Scanned with OKEN Scanner

dul său cu secțiunea la o viteză de fluidizare dată). Transmisia de căldură este bună din cauza coeficientului parțial de transmitere a căldurii de la stratul fluidizat la perete. La aceasta se mai adaugă și faptul că în laborator încălzirile se fac de obicei electric, cu rezistențe încălzitoare, înfășurate direct pe reactorul de sticlă, ceea ce face ca rezistența principală la transferul caloric să fie constituită din stratul fluidizat. Se pot confecționa și reactoare cu pereți dubli, în mantaua cărora circulă un agent de încălzire transparent (apă, ulei, săruri topite etc.).

Sticla Jena suportă temperaturi de 500—600°C fără să se deformeze. Din sticlă Pyrex se pot confecționa aparate de laborator care rezistă la temperaturi și mai ridicate, iar din cuarț, aparate în care se pot conduce reacții pînă la 2 000°C.

Un reactor de sticlă pentru studiul reacțiilor catalitice pînă la 500°C poate fi construit după modelul din fig. 76. Capul aparatului poate fi realizat în diferite feluri (v. fig. 63 și 64), în scopul menținerii constante a inventarului de catalizator din reactor.

Pentru obținerea unei fluidizări optime, ca organ de distribuție a agentului de fluidizare se recomandă întrebuințarea unei plăci de sticlă sinterizată (filtru Gooch). Plăcile Gooch se sudează într-un tub sau se întrebuințează cilindrii cu placă filtrantă la care se sudează restul reactorului. Porozitatea cea mai indicată pentru aceste plăci este G_2 sau G_1. Porozitatea G_3 dă o fluidizare mai uniformă, însă la debitele folosite în aceste aparate de fluidizare produce o pierdere de presiune mare. Un alt mod de realizare mai simplu este să se înlocuiască placa de sticlă cu pietriș sau bile de sticlă așezate în conul de distribuție *4*. Bineînțeles aceste corpuri vor fi așezate în ordinea mărimii lor, cele mari jos, pentru a se obține o divizare a gazului.

Asamblările domului *5*, a ciclonului *6*, a tecii termocuplului central 7 sau a altor părți de sticlă demontabile este bine să se facă trecîndu-le prin stuțuri de sticlă sudate la aparate (puțin mai mari decît țevile respective) și să se asigure etanșeitatea printr-un chit oarecare sau prin tuburi de cauciuc, în cazul cînd temperatura nu este ridicată.

Elementele de încălzire se confecționează din panglică sau sîrmă de rezistență electrică încălzitoare. Pentru realizarea unei temperaturi mai mari (pînă la 550°) este nevoie și de o manta de sticlă izolatoare *15*, încălzită la o temperatură astfel aleasă încît radiația peretelui reactorului în afară să fie cît mai mică și deci rezistența *14*, care vine în contact direct sau aproape direct cu sticla reactorului, să aibă o temperatură cît mai scăzută. Acest fapt este indicat și pentru mersul reacției, întrucît în acest fel se poate evita supraîncălzirea părții interioare a peretelui reactorului.

Scanned with OKEN Scanner

Încălzirea electrică a reactorului se poate efectua și din interior, în general cu ajutorul unui tub de sticlă care conține rezistența electrică. La acest mod de încălzire trebuie să se țină seama de două aspecte. Mai întîi, transferul de căldură este practic total, deoarece întreaga cantitate de căldură dezvoltată este cedată stratului dacă rezistența încălzitoare se întinde numai pe înălțimea stratului, bornele de legătură fiind coborîte în tubul încălzitor la nivelul stratului. În al doilea rînd, suprafața de transmitere a căldurii este foarte mică, reducîndu-se la suprafața laterală a tubului încălzitor care trebuie să aibă un diametru mic pentru a nu deranja fluidizarea. Acest mod de încălzire este adecvat pentru măsurarea coeficienților de transmitere a căldurii, deoarece cantitatea de căldură dezvoltată se poate măsura foarte precis din energia electrică consumată de rezistență. În general însă, pereții țevii încălzitoare au o temperatură mai mare decît pereții reactorului atunci cînd acesta este încălzit din afară.

Problema temperaturii suprafețelor de încălzire este legată de menajarea catalizatorului sau chiar a produselor de reacție care nu trebuie să întîlnească suprafețe cu temperatura prea ridicată. În cazul reacțiilor puternic endoterme sau care au loc la temperaturi ridicate, se preîncălzește gazul, eventual într-un schimbător de căldură în strat fluidizat. Praful fin de inert antrenat poate însă să infunde placa poroasă de distribuție a reactorului. Din această cauză ea trebuie să fie înlocuită cu o placă perforată. Este recomandabil, de asemenea, ca în preîncălzitor, gazul să fluidizeze un strat format chiar din catalizator.

Dacă alimentarea este lichidă și trebuie evaporată, evaporarea se poate realiza imersînd într-un strat fluidizat format dintr-un material inert o porțiune din conducta prin care vine lichidul. Evaporarea se poate face și prin contact direct între lichid și stratul fluidizat. În acest caz, evaporatorul poate fi inclus chiar în strat, în sensul că lichidul este injectat direct în spațiul de reacție, la baza sa, iar la calculul volumului stratului și a căldurii necesare în spațiul de reacție se va ține seama și de căldura latentă de vaporizare a lichidului. Injecția directă în strat elimină o serie de aparate voluminoase, constituind un avantaj însemnat.

La reacțiile necatalitice (calcinarea pietrei de var, prăjirea piritelor, semicarbonizarea etc.) sînt necesare, în general temperaturi mai ridicate. La aceste temperaturi reactorul de laborator se confecționează din materiale metalice rezistente la temperaturi ridicate sau eventual din tuburi de pirolan sau alte materiale refractare rezistente la coroziune. În asemenea cazuri este indicat să se renunțe la observarea vizuală a stratului prin vizorii de sticlă, deoarece aceasta devine iluzorie. Vizorii se acoperă de praf și nu mai sînt folositori, mai ales că la dimensiunile de laborator a întregii aparaturi ei trebuie să fie foarte

Scanned with OKEN Scanner

mici. În același timp, chiar dacă s-ar putea observa prin ei stratul, nu s-ar obține decît informații limitate la cîmpul lor vizual. Din această cauză, este bine să se determine la rece pierderea de presiune prin strat în toate condițiile de viteză de fluidizare, dimensiuni de particule etc., pentru a putea estima calitatea fluidizării prin citirea pierderii de presiune. Este bine să se aibă în vedere că mărimea pierderii de presiune și felul și mărimea fluctuațiilor ei constituie o oglindă fidelă a calității fluidizării din reactor. Aceasta este valabil, natural, cînd presiunile sînt corect luate și corect transmise la manometru. Pentru un proces de durată pierderea de presiune se poate înregistra în mod continuu.

Pentru măsurarea temperaturii în reactoarele de laborator în cele mai multe cazuri se folosesc termocuple. Termometrele obișnuite sînt prea groase și ar deranja fluidizarea. Termocuplele se așază direct în strat, cînd rezistă la condițiile de reacție, sau în teci foarte subțiri, ele însile fiind confecționate din conductori foarte subțiri izolați cu capilare de sticlă.

O fluidizare bună se caracterizează, precum se știe, prin lipsa gradienților de temperatură, și acest fapt trebuie constatat prin citirea temperaturii în diverse puncte din strat. Deoarece prezența unui număr mare de obstacole (țevile de termocuple sînt așezate oblic tocmai pentru a deranja cît mai puțin fluidizarea) nu convine fluidizării, de multe ori se preferă montarea unei țevi centrale subțiri, care pornește de la placa de distribuție și iese afară axial, prin capul reactorului. În teacă poate culisa un termocuplu care este deplasat de la placă pînă la suprafața stratului. În felul acesta, se poate constata în mers care este distribuția temperaturilor în strat. Este adevărat că acest mod de măsurare nu dă o idee decît asupra gradienților longitudinali. Deoarece datorită diametrelor mici ale reactoarelor de laborator tasarea materialului nu se produce decît pe secțiuni orizontale întregi, nu există gradienți radiali. Datorită unei viteze insuficiente a gazului pot însă să apară gradienți longitudinali. Prin explorarea temperaturii la diferite nivele se capătă indicații prețioase și asupra calității fluidizării. Dacă prin mișcarea de sus în jos a termocuplului, temperatura se menține constantă pînă la un anumit nivel și apoi începe să ia alte valori, însemnează că de la acel nivel în jos stratul nu mai este fluidizat. Este adevărat că gazului îi trebuie totuși o înălțime oarecare de strat de la placa de distribuție în sus pentru a lua temperatura stratului. De obicei, această înălțime este însă foarte mică și nu poate fi confundată cu un strat nefluidizat.

Menținerea temperaturii în stratul fluidizat la reacțiile endoterme se face cu ajutorul regulatoarelor de temperatură obișnuite. Este recomandabil ca la stratul fluidizat, care are o inerție termică foarte mică,

Scanned with OKEN Scanner

regulatorul de temperatură să nu acționeze asupra întregii încălziri, ci să întrerupă sau să conecteze numai o fracțiune de circa 10—20% din ea, sau să tatoneze temperatura mai des ca la sistemele obișnuite. De exemplu, în cazul unei adsorbții, care depinde de temperatură, se observă o variație periodică în expandarea stratului, simultană cu întreruperile încălzirii, expandarea fiind mai mică în perioada de răcire cînd din cauza adsorbției debitul de gaz este insuficient pentru fluidizare.

Pentru măsurarea presiunilor se recomandă ștuțuri cu cartușe de vată de sticlă care nu lasă pulberea să invadeze liniile de legătură. În mod obișnuit, refularea prizelor de presiune nu se practică la aparatele de laborator din cauza volumelor relativ mari de gaze străine introduse față de cele reacționate. Dacă aceste gaze nu au influență asupra mersului reacției, se poate adopta tehnica refulării prizelor de presiune, iar la calculul rezultatelor reacției se va scădea volumul gazelor inerte introduse.

4. Procese exoterme

La scară de laborator, suprafața de răcire laterală este de cele mai multe ori suficientă pentru ca răcirea să aibă loc prin convecție naturală în atmosferă. Din această cauză, multe reacții exoterme au nevoie de o încălzire, fie pentru amorsarea reacției, fie chiar în regim. Este bine ca reactoarele să aibă încălzirea reglată automat, pentru ca să se intervină ori de cîte ori, din diferite motive, căldura de reacție dezvoltată nu este suficientă pentru menținerea temperaturii optime de reacție. De exemplu, la o reacție care dezvoltă 30—50 kcal/mol este nevoie de încălzire de regim la un reactor de sticlă de circa 4 cm diametru, viteza de fluidizare fiind de 5 cm/s. La diametre mai mari și la reacții cu o exotermicitate mai ridicată este nevoie de o încălzire de pornire și de o răcire de regim. Răcirea se poate face cu convecție forțată de aer sau cu apă. Și aici trebuie să se țină seama de sensibilitatea catalizatorului.

5. Considerații finale

Pentru stabilirea profilului reactoarelor și în general dimensionarea lor v. cap. „Proiectarea instalațiilor de fluidizare". De obicei se pornește de la o reacție cunoscută, studiată în prealabil, în strat fix, la care se pune problema aplicării fluidizării în vederea îmbunătățirii

Scanned with OKEN Scanner

procesului din punct de vedere chimic, tehnologic și economic. De aceea, chimismul reacției este cunoscut și rareori el ridică probeme noi la trecerea la tehnica fluidizării. Totuși, surprizele nu sînt excluse și se ivesc atunci cînd, din dorința de a specula cît mai mult avantajele fluidizării, se schimbă catalizatorul sau modul său de preparare.

Cînd înălțimea stratului nu este suficientă pentru realizarea conversiei dorite și dacă o înălțare a stratului conduce la pistonare, gazele de reacție rezultate de la prima trecere prin strat se pot culege într-un gazometru și apoi să fie trecute din nou prin același strat. După fiecare trecere se determină compoziția gazelor pînă cînd se ajunge la conversia dorită. De obicei însă se prepară gaze de reacție avînd compoziția celor rezultate din trecerile anterioare și se lucrează cu ele. Dacă stratul întrebuințat este scurt, conversia se poate stabili în funcție de înălțimea stratului și astfel se obțin datele necesare pentru calculul reactorului pilot.

Reacțiile cu contracție sau mărire de volum sînt efectuate în fluidizatoare conice numai atunci cînd variația de volum este mai importantă. Aceasta pentru că la o variație de volum de 1:2 sau 2:1, viteza de fluidizare la ambele extremități ale reactorului ajunge la limitele de fluidizare turbulentă. La variații de volum începînd cu 1:3, respectiv 3:1, se simte necesitatea schimbării secțuinii, paralel cu variația debitului.

În cazul proceselor fizice (de exemplu adsorbția), variația de volum este cîteodată foarte importantă (depinzînd de capacitatea de absorbție a adsorbantului față de gazul adsorbit). Contracția de volum provoacă tasarea temporară a stratului pînă cînd se stabilește echilibrul între faza gazoasă și adsorbant. Fluidizarea reîncepe gradat pe măsură ce adsorbția încetează. Dacă însă adsorbția este condusă într-o aparatură cu funcționare continuă, formată dintr-o coloană de adsorbție și una de desorbție cu circulația adsorbantului între coloane, problema contracției sau a măririi de volum trebuie luată în considerare în funcție de importanța sa cantitativă, deoarece la un proces de adsorbție continuu variația de volum este permanentă ca și la o reacție.

BIBLIOGRAFIE

1. *North R.*, Trans. Instn. Chem. Engrs., vol. 32, 54—60, 1954.

2. *Lewis W. K., Gilliland E. R., Bauer W. C.*, Ind. Eng. Chem., vol. 41, 1104, 1949.

Scanned with OKEN Scanner

3. *Pavlov C. F., Romancov P. G.* ş. a., Exerciţii şi probleme la cursul de procese şi aparate din tehnologia chimică, trad. din limba rusă, Ed. Tehnică, Bucureşti, 1952.

4. *Perry J. H.*, Chemical Engineer's Handbook, Mc. Graw Hill, N.Y., 1953.

5. *Dăscălescu A.*, Revista de Chimie A.S.I.T., *8*, 452—58, 1956.

6. *Trainer R. P., Alexander N. W.*, Ind. Eng. Chem., vol. 40, *1*, pag. 175, 1948.

7. *Grote H. W., Hoekstra J. şi Tobiasson G. T.*, Ind. Eng. Chem., *2*, 545, 1951.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul III

Fluidizarea în fază pilot

1. Generalităţi

Controversa asupra înţelesului termenului de „instalaţie pilot" şi a menirii instalaţiei pilot, capătă o importanţă deosebită în cazul fluidizării. Controversa se duce în jurul celor două puncte de vedere existente, arătate mai jos:

1. Menirea instalaţiei pilot este de a furniza date pentru proiectarea instalaţiei industriale. În acest sens, instalaţia pilot poate studia separat fazele procesului, fără să fie nevoie să se pună în funcţiune toate fazele simultan şi să se asigure o funcţionare armonioasă a acestor faze într-un regim continuu şi îndelungat al instalaţiei pilot.

2. Instalaţia pilot constituie o miniatură a instalaţiei industriale şi scopul urmărit este să funcţioneze în totalitatea ei un timp cît mai îndelungat, demonstrînd astfel viabilitatea procedeului şi furnizînd în paralel date pentru proiectare.

Asupra mărimii instalaţiei pilot există de asemenea două puncte de vedere. După unul din ele, instalaţia pilot trebuie să fie construită pentru o producţie în jurul unei zecimi din producţia instalaţiei industriale viitoare. Al doilea punct de vedere nu stabileşte nici o limită mărimii instalaţiei pilot, aceasta fiind decisă de alte considerente, specifice procesului considerat.

Dacă în cazul piloţilor de fluidizare se adoptă primul punct de vedere referitor la menirea instalaţiilor pilot, atunci sînt suficiente diametre de 15—30 cm. În asemenea instalaţii se evită picioarele cicloanelor, deversoarele, etajele, încărcările şi descărcările mecanice şi de multe ori chiar cicloanele, acestea fiind înlocuite cu filtre ceramice sau metalice, poroase. Dacă se adoptă al doilea punct de vedere, atunci pilotul are în general 50—60 cm în diametru şi constituie o adevărată instalaţie semiindustrială. Motivul pentru care trebuie să se adopte asemenea diametre se datoreşte faptului că abia la aceste diametre efectul pereţilor devine neglijabil faţă de volumul stratului. Situaţia aceasta este favorabilă atît pentru calitatea fluidizării cît mai ales pentru curgerea în bune condiţii a pulberii prin deversoare şi prin

Scanned with OKEN Scanner

picioarele cicloanelor. De asemenea, la această scară se pot adopta, la procesele necatalitice continue, șnecuri sau alte dispozitive de încărcare a produsului din strat, asemănătoare cu cele care vor fi construite la instalația industrială.

Cînd materia primă este la dispoziție în cantități limitate, diametrul piloților se poate reduce chiar la 6—10 cm; la vitezele de lucru comune fluidizării debitele necesare de materie primă sînt foarte mari pentru diametre mai mari. În astfel de cazuri, picioarele cicloanelor și deversoarele trebuie aerate cu grijă, pentru a permite curgerea pulberii în bune condiții.

S-au construit și piloți de cracare catalitică cu o capacitate de prelucrare de 160 m^3 de produse petroliere pe zi avînd diametrul de 55 cm sau piloți pentru calcinarea pietrei de var în strat fluidizat de 1,5 m diametru, cu o producție de 11 t/zi. În general, înălțimea reactorului pilot este dimensiunea care nu poate fi micșorată, deoarece în instalația pilot se urmăresc condițiile de funcționare care să dea o conversie maximă. Avînd în vedere că viteza de fluidizare nu variază de la instalația industrială la instalația pilot, rezultă că și înălțimea de strat necesară unei anumite conversii nu variază de la instalația industrială la instalația pilot, aceasta fiind determinată de viteza și timpul de contact al reactanților.

În general, instalațiile de fluidizare funcționează cu atît mai bine cu cît dimensiunile lor sînt mai mari. În reactoarele mari, dispar fenomenele de pistonare și canalizare, primul datorîndu-se dimensiunilor mari de particule și rapoartelor mari între înălțimea stratului și diametrul acestuia, iar al doilea unei înălțimi absolute de strat prea mici și unor viteze de fluidizare insuficiente. Toate aceste cauze sînt îndepărtate la reactoarele industriale.

In acest sens, în literatură [1] există chiar recomandații conform cărora, atît din cauzele de mai sus cît și din lipsa unor baze de calcul pentru similitudinea termică a stratului fluidizat, ar fi indicat să se treacă direct de la cercetarea de laborator la instalația semiindustrială. Încercarea la scară pilot ar ridica probleme care nu joacă nici un rol în instalația industrială (de exemplu pistonarea și transferul caloric slab cauzat de pistonare) reprezentînd astfel o experiență inutilă, cu atît mai mult cu cît reactoarele de fluidizare sînt în general de construcție simplă și nu reprezintă o investiție importantă față de restul instalației. Singurele motive care ar justifica experimentarea la scară pilot sînt insuficiența materiei prime și costul ridicat al catalizatorului, mai ales în faza în care se caută rețeta optimă.

În capitolul anterior s-au dat detalii în legătură cu o instalație de fluidizare de sticlă în care se poate studia hidrodinamica fluidizării cu circulație la rece. Deoarece dimensiunile acestei instalații se apropie

Scanned with OKEN Scanner

de cele ale unui pilot mic, se recomandă studiul construcției și funcționării acestei instalații.

Pentru studiile speciale de curgere nu trebuie să se evite construirea aparatelor de înălțimi mari, pentru că ele reprezintă un ajutor prețios în rezolvarea unor probleme de curgere care nu pot fi desprinse bine de complexul procesului în instalația productivă, din cauză că se suprapun cu efectele chimismului. În aceste studii se poate întrebuința aerul ca gaz de lucru, dacă gazele ce formează obiectul propriu-zis al fabricației nu diferă prea mult ca proprietăți de aer. De asemenea, experimentarea poate fi condusă la presiunea și temperatura ordinară, dacă presiunea de lucru este moderată. În cazul presiunii mai mari de 6-7 ats, se recomandă un studiu la presiunea de regim. Deși nu s-a observat nici un efect al temperaturii în studiile de cracare catalitică, trebuie luat în considerare efectul temperaturii asupra caracteristicilor fluidizării în domeniul temperaturilor foarte mari.

Pentru studiul calității fluidizării trebuie să se construiască piloți cu părți transparente (sticlă sau plexiglas) care să permită observarea vizuală a stratului. Se menționează însă că și în cazul instalațiilor de acest fel este greu uneori să se recunoască ceea ce constituie cu adevărat o fluidizare bună, deoarece pentru măsurarea calității fluidizării nu există mijloace simple și universal admise. De aceea, se apreciază în general drept o fluidizare bună, acea fluidizare care este însoțită de un transfer caloric ridicat, cu amestecarea rapidă a solidului în strat și lipsa pistonării tsau a canalizării.

Pentru obținerea unei bune fluidizări este esențial ca gazul să fie bine distribuit. Deși se obțin fluidizări și cu distribuții mai proaste sau chiar fără plăci de distribuție, gazul intrînd printr-un difuzor conic la baza reactorului, fluidizarea este de proastă calitate, partea inferioară a stratului jucînd rolul distribuitoarelor de gaz. În aceste cazuri se formează bule mari de gaze care trec nereacționate prin strat, necesitînd pentru aceeași conversie înălțimi de strat mai mari. Pentru evitarea acestor inconveniente în instalațiile pilot se adoptă plăci perforate metalice pentru distribuția gazelor. Avînd în vedere că în instalațiile pilot au loc opriri și porniri dese este mai practic însă să se adopte plăci poroase ceramice sau metalice. Plăcile poroase nu pot fi folosite în cazul gazelor corosive și, ca și cele ceramice, nu pot fi folosite în cazul cînd se lucrează cu gaze care conțin solide în suspensie.

La piloții de dimensiuni mici, la care rezultă debite mici de produs, refularea cu gaze de refulare a prizelor de presiune poate impurifica într-o măsură substanțială gazele rezultate. Din această cauză se recomandă să se încerce măsurarea presiunilor fără refularea pulberii, întrebuințînd cartușe filtrante cu vată de sticlă, ca la aparatele

Scanned with OKEN Scanner

de laborator şi care să fie verificate din cînd în cînd şi desfundate cînd este cazul.

La piloţii de cracare catalitică proiectarea fundului reactorului, respectiv al regeneratorului, după modelul unităţilor industriale este mai grea din cauza evacuării catalizatorului: numai piloţii cu diametre mai mari de 30 cm permit evacuarea pe la fund. La piloţii mai mici, gazele pot fi admise tangenţial, printr-un dispozitiv descris amănunţit în literatură [2]. De asemenea, gazele pot fi admise sub placă, într-o cutie cilindrică cu o înălţime mică. În acest caz, admisia trebuie să se facă prin mai multe ştuţuri care se ramifică din conducta comună.

Pentru separarea prafului antrenat, în instalaţiile pilot se folosesc cicloane şi filtre (saci textili sau din material poros ceramic sau metalic). Cicloanele întrebuinţate au eficacităţi de 70—95%, în funcţie de mărimea şi concentraţia particulelor. În instalaţiile pilot de fluidizare catalitică, cu sau fără circulaţia solidului, nu se montează de obicei două cicloane în serie, deoarece pe de o parte eficacitatea celui de-al doilea ciclon este întotdeauna mai mică (din cauza dimensiunilor şi a concentraţiei mai mici a particulelor) şi pe de altă parte, din lipsă de spaţiu. Aceasta rezultă din faptul că eficacitatea cicloanelor este satisfăcătoare cînd picioarele lor sînt imersate în stratul de catalizator. Curgerea normală a prafului separat înapoi în strat este condiţionată de diametrul picioarelor, astfel încît secţiunea din strat ocupată de picioare devine importantă. După cum s-a arătat mai înainte chiar un singur ciclon prezintă probabilitatea unei curgeri defectuoase sau a unor înfundări dese din cauza lungimii exagerate şi a diametrului mic al piciorului ciclonului. De aceea, de multe ori se folosesc filtre care au o eficacitate de 100%, însă care trebuie desfundate periodic cu jet invers de abur, gaze inerte sau produse de reacţie. La piloţii în care au loc reacţii necatalitice se pot monta două sau trei cicloane în serie, urmate de filtre, praful separat în aceste instalaţii neîntorcîndu-se în strat.

Aeraţia picioarelor de coborîre sau strippingul nu constituie în general o problemă la instalaţiile pilot la care, de obicei, înălţimea conductelor de coborîre este mică: aeraţia se aplică numai la baza conductei. Dacă înălţimea conductelor este totuşi importantă, se prevăd insuflări de gaz din loc în loc, iar debitul de aerare se determină în timpul operaţiei însăşi. Trebuie să se ţină seama că la piloţi nu se pot obţine viteze de coborîre mari în conductele de coborîre, deoarece diametrele lor sînt reduse, fapt care determină efecte importante de frecare a pereţilor conductei, pe lîngă faptul că înălţimea conductelor este mică. Din cauza vitezelor mici, gazul de aerare injectat circulă în sus prin solidul care coboară, spre deosebire de instalaţiile industriale la care gazul de aerare este antrenat în întregime în jos.

Scanned with OKEN Scanner

În schimb strippingul este mai eficace datorită raportului mare dintre înălțimea și secțiunea conductei de coborîre și vitezei reduse de coborîre a pulberii. Agentul de stripping se ridică în sus împreună cu gazele strippate.

Prepararea pulberii trebuie făcută cu mijloace mecanizate care să aibă o productivitate suficient de mare. În acest sens, cea mai bună soluție o constituie moara cu bile în colivie de veveriță, reprezentată în fig. 77. Moara propriu-zisă este formată din două funduri pline de care sînt sudate la periferie vergelele *1*, peste care este trasă plasa *2*, de finețea necesară. Bilele de porțelan *3* au un diametru mai mare decît distanța între vergele, astfel încît ele nu ating plasa. Materialul introdus prin gurile *7* și *4* este măcinat de bile și cernut în același timp. Pulberea rezultată este culeasă în tremia *6* prin gura *8*.

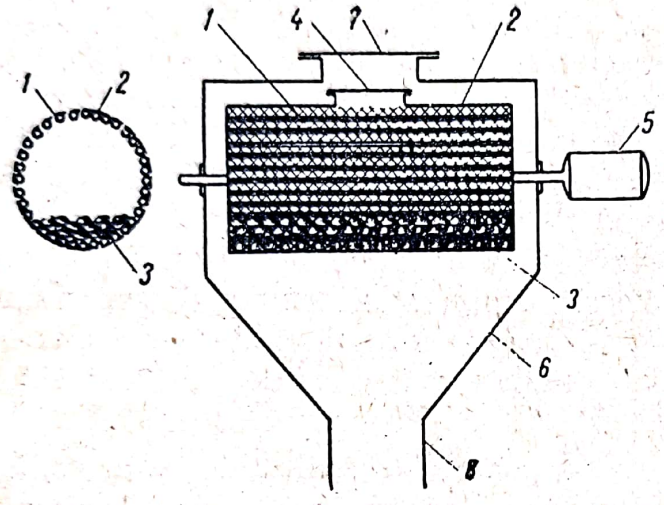


Fig. 77. Moară în colivie de veveriță:
1 — vergele; *2* — plasă metalică; *3* — bile de porțelan sau oțel; *4* — gură de încărcare; *5* — motor; *6* — tremie; *7* — gură; *8* — descărcare.

Un alt aparat indicat pentru obținerea pulberilor și care se aplică la materiale friabile este dezintegratorul cu bolțuri [3]. Dacă bolțurile și rîndurile sînt dese și dacă și turația rotorului este mare, se obține o pulbere fină care in general nu mai necesită cernere.

2. Încălzirea și răcirea piloților

a) **Încălzirea piloților.** La piloții în care au loc reacții endoterme trebuie să se asigure încălzirea din afara sistemului. Încălzirea se poate face prin imersarea de elemente încălzitoare în strat, prin încălzirea pereților vasului, cu ajutorul solidului însuși (reactant solid, catalizator sau inert) sau chiar prin agentul de fluidizare.

În unele cazuri se poate arde o parte din material (semicarbonizare sau distilarea șisturilor bituminoase) sau se arde depozitul de cărbune format în reacție (exemplu, la cracarea catalitică).

Încălzirea interioară va fi întotdeauna electrică, deoarece nu se pot imersa în strat suprafețe prea mari de încălzire, care ar ocupa un spațiu mare deranjînd fluidizarea atît prin micșorarea secțiunii

Scanned with OKEN Scanner

cît și prin obstrucția pe care o exercită corpurile străine din strat asupra fluidizării. Suprafața de transfer mică a elementului încălzitor are dezavantajul că aportul de căldură trebuie să se facă la un nivel de temperatură mai înalt, temperatură care va fi temperatura pereților elementului. Dacă acest fapt poate avea vreun efect asupra reacției sau catalizatorului, trebuie să se calculeze temperatura peretelui folosind relația transferului caloric prin filmul laminar de la perete. În acest calcul se poate conta, pentru coeficientul de transmisie a căldurii de la stratul fluidizat la perete pe o valoare de minimum 200—300 $kcal/m^2 \cdot h \cdot grd$. Cunoscîndu-se temperatura stratului fluidizat (care este temperatura optimă de reacție) și propunînd pentru temperatura peretelui o temperatură care să nu dăuneze reacției sau catalizatorului (de exemplu, la sinteza clorurii de vinil din acetilenă și acid clorhidric gazos, clorura mercurică depusă pe catalizator se volatilizează dacă temperatura depășește o anumită limită), se poate calcula fluxul de căldură și de aici puterea electrică a elementului încălzitor. Dacă nu există vreo limitare pentru valoarea temperaturii peretelui, suprafața de transfer poate fi micșorată și limitată la o porțiune din strat, deoarece prin fluidizare se stabilește imediat o temperatură uniformă în tot stratul.

Încălzirea prin peretele exterior poate fi electrică, cu gaze calde sau vapori condensabili în manta și cu băi de lichide sau topituri. Încălzirea electrică exterioară se poate realiza astfel încît reacția să aibă loc în regim adiabatic. Pentru aceasta, pe peretele exterior al reactorului se instalează termocuple în anumite poziții. Reactorul este apoi acoperit cu o izolație de circa 5 cm grosime, peste care se suprapune o manta metalică de aer. Deasupra acestei mantale se bobinează rezistența încălzitoare. Termocuplele se montează în planul elementelor încălzitoare și se izolează apoi din nou. Pierderile de căldură ale reactorului către exterior se evită prin asigurarea unei zone de temperatură egală cu cea a peretelui, către care nu se mai poate transmite căldura. Această zonă este zona celui de-al doilea sistem de termocuple, a căror indicații de temperatură trebuie să se mențină egale cu indicațiile primei serii de termocuple.

Un alt sistem de încălzire al piloților de fluidizare folosește ca mediu de încălzire un strat fluidizat [4]. În literatură se recomandă băile de solide fluidizate, în general pentru orice problemă de încălzire la scară pilot.

Substanțele folosite în mod curent ca mediu de încălzire — apa, fracțiunile de petrol sau amestecurile de săruri și metale topite — au toate defectul comun de a fi incompatibile cu temperaturile ridicate. Solidele fluidizate reprezintă un mediu de încălzire care pe lîngă avan-

Scanned with OKEN Scanner

tajele băilor lichide (izotermicitate, căldură specifică mare și deci posibilitatea de a controla strîns temperatura) oferă un transfer caloric superior lichidelor obișnuite și ridică practic nelimitat nivelul maximului de temperatură la care se poate lucra.

În fig. 78 este reprezentată schematic o baie de încălzire cu solide fluidizate. Mantaua este formată dintr-un spațiu inelar de minimum 6 cm. În cazul reactoarelor de dimensiuni mai mari, trebuie asigurată capacitatea calorică a băii, proiectînd mantaua cu un diametru dublu față de diametrul reactorului. Corpul mantalei trebuie proporționat din punct de vedere al raportului dintre înălțime și diametru pentru a evita neamestecarea solidului.

Diviziunea agentului de fluidizare prin plăci de distribuție nu este obligatorie la diametre mici, dar se recomandă la diametre mai mari ca 18 cm.

Partea superioară a băii de solid fluidizat se închide prin flanșe sau orice alte piese de legătură pentru țevi. Întrebuințarea unui aspirator cu aer sau abur pe conducta de ieșire a gazelor din manta, reduce scăpările de praf în atmosferă.

Gazul de fluidizare transportă cu sine o parte din particulele solide, această pierdere neconstituind un dezavantaj important, deoarece solidul este ieftin. Totuși, s-a pus problema reducerii antrenării, prin introducerea unei secțiuni de degajare și a recirculării pulberii antrenate, din cauza necesității de a menține în reactor un nivel constant de pulbere în timpul perioadelor lungi de operare.

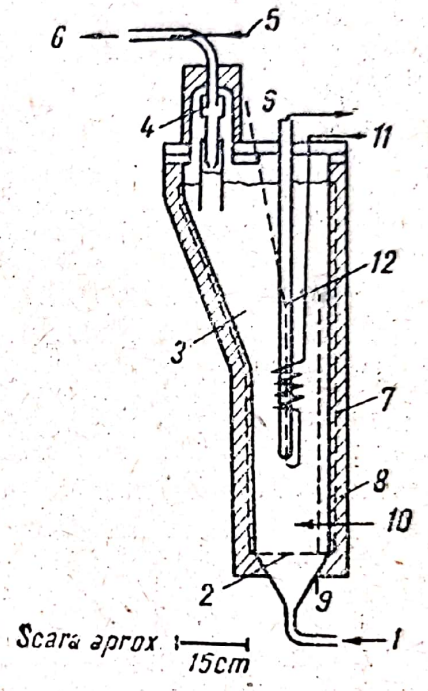


Fig. 78. Baie de încălzire cu solide fluidizate:
1 — intrarea aerului; *2* — placă de distribuție; *3* — strat fluidizat; *4* — ciclon; *5* — aer de aspirație; *6* — ieșirea aerului; *7* — încălzire electrică; *8* — izolație; *9* — termocuplu; *10* — intrarea uleiului de încălzire; *11* — intrarea alimentării; *12* — reactor.

Pentru încălzirea straturilor fluidizate la temperaturi cuprinse între temperatura ordinară și 600°C, se folosesc diferite sisteme de încălzire electrică, imersate în stratul încălzitor sau bobinate pe suprafața exterioară a acestuia. Încălzirile interioare sînt mai eficace, căldura fiind preluată direct de particulele fluidizate. Turbulența și conductibilitatea termică ridicată a stratului permit încălzirea prin suprafețe de transfer mici, fără a determina supraîncălziri locale. Încălzirea la temperaturi superioare pragului de 600°C se face prin arderea în strat

Scanned with OKEN Scanner

a unui combustibil injectat deasupra plăcii de distribuție. Agentul de fluidizare este în acest caz, aerul.

Controlul temperaturii se face prin mijloace obișnuite în cazul încălzirii electrice și prin reglarea debitului de combustibil, în cazul încălzirii cu combustibil. Se poate folosi drept solid inert orice solid nevolatil, refractar, rezistent la sfărîmare și necorosiv. Se recomandă granulația de 40—150 μ, alegerea făcîndu-se în funcție de greutatea specifică a materialului. Granulația este limitată inferior de dificultatea reținerii prafului antrenat și superior, de debitul agentului de fluidizare. În favoarea particulelor mici pledează și considerente de transfer caloric.

b) **Răcirea piloților** constituie un caz mai rar, deoarece raportul între suprafața exterioară și volumul de reacție este în general favorabil pentru răcire naturală și de cele mai multe ori, la dimensiunile normale ale piloților și la reacții de o exotermicitate moderată, reactorul trebuie chiar încălzit. La reacțiile puternic exoterme trebuie asigurată răcirea și, pentru evitarea acelorași inconveniente expuse mai sus în legătură cu imersarea corpurilor străine în strat, reactoarele sînt răcite prin manta exterioară cu apă sau apă la fierbere (sistem autoterm). În orice caz, pentru atingerea temperaturii de reacție trebuie prevăzută o încălzire a reactorului sau o preîncălzire a reactanților, chiar dacă reacția nu necesită încălzire de regim.

Răcirea mai poate fi efectuată și prin injectarea în strat, fie a unuia din reactanții ce trebuie vaporizat, fie a unui lichid (de exemplu apă) care nu dăunează reacției și care contribuie la răcirea stratului prin vaporizarea sa. Răcirea se poate efectua și prin schimb de căldură cu aer, într-o manta exterioară.

3. Tipuri de piloți de fluidizare

În cele ce urmează se va descrie o aparatură de fluidizare la nivel pilot care poate răspunde la toate întrebuințările specifice instalațiilor de fluidizare. Este vorba de un prototip de pilot de fluidizare care satisface perfect toate exigențele unui control de temperatură foarte riguros, atît în regim staționar cît și în regim variabil [5].

Într-adevăr, piloții de fluidizare sînt puși să lucreze sau în condiții de izotermicitate continuă, pe perioade mari de timp, sau în condiții de variație periodică a temperaturii, între două nivele de temperatură larg distanțate, cu treceri foarte bruște de la o temperatură la alta. Ultimul tip de aparat se folosește de obicei în procesele catalitice, care comportă regenerarea catalizatorului la temperaturi superioare temperaturii de reacție. În piloții prevăzuți cu încălziri obișnuite,

Scanned with OKEN Scanner

timpul necesar schimbării nivelului de temperatură reprezintă un procent important din timpul total de operare al pilotului, ceea ce scade eficiența operării. Acest lucru devine supărător în cazul reacțiilor la care viața catalizatorului este scurtă.

În literatură [5] s-a propus un reactor pilot prevăzut cu un sistem de răcire cu aer, care se poate adopta la orice instalație. Fiind conceput însă pentru cracarea catalitică a produselor petroliere, va fi descris așa cum se întrebuințează în acest proces.

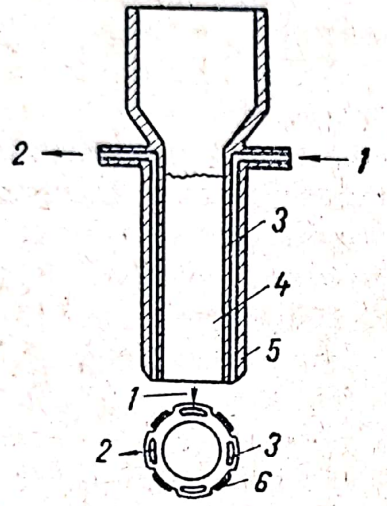


Fig. 79. Reactor pilot cu răcire cu aer:
1 — intrarea aerului de răcire; *2* — ieșirea aerului; *3* — canale de răcire; *4* — strat fluidizat; *5* — manta metalică; *6* — elemente încălzitoare electrice.

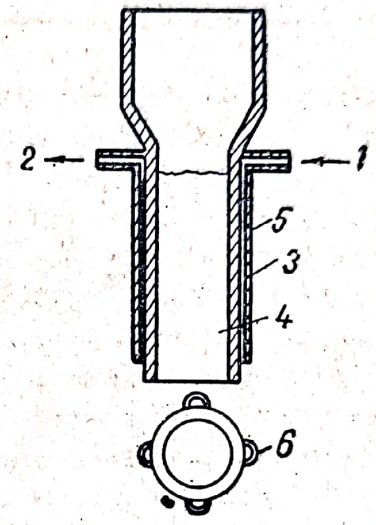


Fig. 80. Reactor pilot cu răcire cu aer:
1 — intrarea aerului de răcire; *2* — ieșirea aerului; *3* — canale de răcire; *4* — strat fluidizat; *5* — manta metalică; *6* — elemente încălzitoare electrice.

În fig. 79 este reprezentat schematic acest reactor. El este construit din țeavă de oțel cu pereți groși. În pereți sînt săpate patru șanțuri dispuse la 90°, care comunică unul cu altul. Șanțurile sînt acoperite cu benzi metalice, așa încît formează patru canale prin care trece un curent continuu de aer de răcire. După cum se vede în secțiune, reactorul este prevăzut cu patru elemente încălzitoare, dispuse alternativ cu canalele de răcire.

Altă construcție mai simplă este reprezentată în fig. 80. Circuitul de răcire al acestui reactor este format din jumătăți (în sens longitutinal) de țeavă, sudate pe peretele exterior al reactorului.

În fig. 81 se reprezintă schematic aparatura auxiliară de control a temperaturii. În principiu, controlul temperaturii se face dînd sistemului o cantitate de căldură mai mare decît cea necesară și eliminînd excesul printr-un debit variabil de aer de răcire. Un termo-

cuplu plasat în zona de reacție acționează un aparat înregistrator — regulator de temperatură, care comandă printr-un dispozitiv de reglaj intermediar, debitul aerului de răcire.

Cu acest sistem se poate menține indefinit o reacție izotermă (± 2—3°C). Avantajul realizării acestui sistem constă însă în capacitatea sa de a lucra izoterm în regim variabil, cînd trebuie să se facă față la variații de căldură eliberată sau consumată de proces sau să schimbe rapid regimul de temperatură. Un exemplu pentru primul caz îl constituie momentul ce urmează imediat după introducerea alimentării în reactor, cînd consumul de căldură crește considerabil și temperatura începe să scadă (reacție endotermă). În asemenea cazuri, regulatorul suprimă instantaneu aerul de răcire, așa încît excesul mare de căldură cedat de încălzirea electrică suplinește mărirea consumului de căldură cauzat de amorsarea reacției. În acest fel, temperatura stratului revine rapid la valoarea normală și regulatorul începe să admită aerul în circuitul de răcire, pentru a putea păstra condiții izoterme. În mod similar, dacă survine o scădere bruscă a consumului caloric, debitul aerului de răcire crește instantaneu în mod automat.

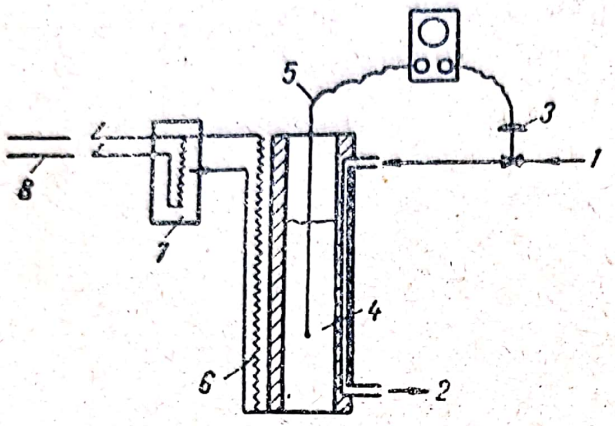


Fig. 81. Aparatura auxiliară pentru controlul temperaturii:

1 — intrarea aerului de răcire; *2* — ieșirea aerului de răcire; *3* — valvă pentru controlul debitului; *4* — strat fluidizat; *5* — termocuplu de control; *6* — element încălzitor electric; *7* — potențiometru; *8* — sursă de curent alternativ.

Cea de-a doua proprietate a construcției, și anume de a schimba rapid nivelul de temperatură, este extrem de importantă în cazul reacțiilor cu ciclu reacție-regenerare. De exemplu, în cracarea catalitică perioada de reacție variază între 2 și 30 minute și are loc la 450—500°C, în timp ce regenerarea durează 10—20 minute și are loc la 600°C. Viteza de răcire, respectiv încălzire, obținută într-un pilot prevăzut cu sistemul de răcire descris mai sus, este de 8°C pe minut, ceea ce permite un studiu rațional al reacției de cracare cu regenerare discontinuă.

Sistemul de control al temperaturii descris este condiționat de un transfer caloric rapid de la și către conținutul reactorului. Reactorul răcit cu aer are deci o întrebuințare specifică la reacțiile efectuate în stare fluidizată, la care acest deziderat este satisfăcut. El nu se poate aplica la procese în strat fix.

Scanned with OKEN Scanner

a) *Reactorului cu fluidizare mecanică.* Transpunerea condițiilor din reactorul industrial în reactorul experimental la scară pilot ridică uneori probleme de fluidizare care nu se pot rezolva decît prin substituirea agentului de fluidizare prin agitare mecanică. Acesta este cazul reacțiilor cu reactanți lichizi și creștere mare de volum. În asemenea reacții, alimentarea dă prea puțin gaz pentru a menține starea fluidizată în partea inferioară a reactorului și este necesar să se adauge cantități importante de diluant din afara sistemului, de exemplu abur, pentru a menține o fluidizare bună pe toată înălțimea stratului. În cazul piloților, datorită înălțimii reduse a stratului, cantitatea de diluant necesară este mult mai mare decît cea evaluată pentru unitățile industriale, care au strat mult mai înalt. De exemplu, un pilot de 5 cm diametru necesită diluant în proporție de 50—100% față de alimentare, în timp ce pentru reactorul industrial este suficientă o diluare cu abur în proporție de 5—10% față de alimentare. Cum experimentarea în condiții diferite ar afecta similitudinea dintre pilot și industrial, s-au imaginat piloți cu agitare mecanică, tipul de agitator fiind ales așa încît să simuleze cît mai bine mișcarea pe care o au particulele într-un strat fluidizat adevărat.

Pentru studiul reacțiilor de cocsificare în strat fluidizat, care intră în categoria menționată mai sus, s-a pus la punct un agitator centrifugal, descris în literatură [6], care imită modelul circulației pulberii într-un strat fluidizat, fără să respecte însă sensul curgerii (dă un curent descendent la centru și ascendent la periferie), ceea ce reprezintă totuși un gard similar de amestecare și mobilitate a particulelor.

Calitatea fluidizării obținută în reactorul cu agitare mecanică este atît de bună încît și coeficientul de transfer caloric este comparabil cu valorile cele mai bune obținute în cazul fluidizării cu gaze. Reactorul cu agitare mecanică are asupra fluidizatorului clasic ascendentul unei antrenări foarte reduse (din cauza vitezelor mici ale gazului), ceea ce are o importanță deosebită la scara pilot, unde întoarcerea pulberii antrenate, în strat, este mai dificilă.

BIBLIOGRAFIE

1. *Adolphi G.*, Chem. Techn., 6—14, 1954.
2. *Nicholson E. W., Moise J.*, I.E.C., *40*, 11, 2033, 1948.
3. *Kasatkin A. G.*, Procese și aparate principale în tehnologia chimică, trad. din limba rusă, Editura Tehnică, București, 1953, pag. 793.
4. *Adams C. E., Gernand M. O., Kimberlin C. N.*, I.E.C., *12*, 2458, 1954.
5. *Griffin L. I. Jr., Moser J. F. Jr.*, I.E.C., *12*, 2460, 1954.
6. *Molsted B. V., Moser J. F.*, I.E.C., 50, *1*, 21—23, 1958.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul IV

Criteriile pentru posibilitatea aplicării fluidizării la un proces

În stadiul actual al tehnicii în general şi al tehnicii fluidizării în special se iveşte foarte rar cazul cînd o reacţie nouă, neaplicată încă, este încercată direct în fluidizare. Cazul curent îl constituie încercarea de a schimba tehnica de lucru la o reacţie al cărei chimism este cunoscut. Schimbarea tehnicii se face fie la o reacţie care este aplicată industrial, fie la o reacţie care nu a putut pătrunde în industrie, tocmai pentru că exigenţele sale nu au putut fi satisfăcute în mod economic prin tehnicile de lucru cunoscute înainte de apariţia fluidizării. Pînă în momentul de faţă, practica a arătat că prin aplicarea fluidizării, chimismul reacţiei nu ridică probleme noi. În consecinţă, rolul important în experimentarea reacţiilor la care se urmăreşte aplicarea tehnicii fluidizării, revine specialiştilor în tehnologia acestui procedeu de lucru.

Care sînt problemele pe care şi le pune un tehnolog conducător de fabricaţie? Sau mai bine zis care pot fi nemulţumirile sale în ceea ce priveşte mersul unui proces chimic sau fizic? În faţa sa se ridică probleme:

— chimice: conversie slabă, selectivitate redusă, variaţie periodică în compoziţia produselor, viaţă scurtă a catalizatorului;
— de manoperă: manipulări greoaie de solid;
— de spaţiu: aparate voluminoase şi înalte, cu productivităţi reduse pe m^2 sau m^3;
— de mecanisme: angrenaje, cuptoare rotative, piese în mişcare în medii cu temperatură înaltă;
— de investiţie: cost ridicat al utilajelor, spaţii clădite mari care cresc prohibitiv cu mărirea producţiei;
— cost de fabricaţie: pierderi de căldură din imposibilitatea folosirii raţionale a exotermicităţii reacţiilor, consum de combustibil mare;
— de timp: timpi de reacţie mari din cauza slabului contact al fazelor, amestecării grele la procesele fizice.

Scanned with OKEN Scanner

Cînd prin studiul chimismului procesului, s-a ajuns la un punct unde nu mai sînt de aşteptat ameliorări substanţiale, inginerul îşi îndreaptă privirea spre procedeul de lucru. Fluidizarea constituie un procedeu nou, însă trebuie să se ţină seama de faptul că există cîteva condiţii eliminatorii care trebuie îndeplinite în primul rînd de procesul în cauză, înainte de a se încerca aplicarea fluidizării.

Condiţiile eliminatorii se referă în primul rînd la fazele puse în contact. Ele trebuie să fie solid-gaz (vapori) sau solid-lichid. Stadiul actual al fluidizării solidelor cu lichide este încă destul de înapoiat pentru ca să existe baze sigure pentru recomandarea încercării acestei tehnici. În al doilea rînd, trebuie ca solidul să poată fi adus în mod economic sub formă de pulbere cu granulaţia cuprinsă între zero şi 6 mm sau, la procesele necatalitice, să se găsească eventual sub această formă. Trebuie imaginate şi încercate cîteodată, pentru că în literatură nu există nici o indicaţie în acest sens, aparate de măcinat şi cernut de tip special, eficace şi economice, care să fie indicate pentru solidul considerat. Aparatele menţionate trebuie să fie încercate la scară mare, nu numai în stadiul de modele. În unele cazuri se elimină cernerea din motive economice şi atunci aparatul de măcinat trebuie să dea direct granulaţia convenabilă. Pulberea rezultată nu trebuie să se aglomereze din nou prin depozitare în silozuri sau în buncăre. Higroscopicitatea ca şi piroforitatea pulberilor trebuie să fie considerate cu atenţie. La reacţiile catalitice, solidul catalizator nu trebuie să fie excesiv de friabil. În condiţiile de reacţie masa de pulbere nu trebuie să se sinterizeze sau să intre în fuziune, ceea ce ar duce în mod inevitabil la aglomerarea întregului strat şi deci la dispariţia fluidizării. Solidul, dacă este un catalizator, nu trebuie să fie prea scump (de exemplu, săruri de platină) pentru că în fluidizare nu se pot evita anumite pierderi de praf de catalizator. Timpul de contact nu trebuie să fie excesiv de mic sau de mare pentru că vitezele de fluidizare economice care pot duce la aplicaţii în industrie încep de la cca. 10 cm/s. Un timp de contact de exemplu de 0,1 s ar conduce la un strat expandat de 1 cm înălţime, ceea ce nu ar putea să constituie o bază pentru un aparat industrial. La cealaltă extremă, timpii de contact de 100 s de exemplu, cer strate de circa 10 m înălţime care împreună cu spaţiile de degajare ale aparatului limitează superior timpul de contact.

Spre deosebire de stratul fix şi imobil, viteza gazelor poate fi variată între limite mult restrînse. Aici trebuie să se ţină seama de faptul că timpul de contact în strat fluidizat este mai mic decît cel în strat fix, cu toate că concentraţia stratului poate fi mai mică la stratul fluidizat. Acest fapt se explică prin suprafaţa mare de contact

Scanned with OKEN Scanner

între faze datorită fineței particulelor solide (v. observațiile de la *p.* 276 ș.u.).

O problemă importantă, care constituie de asemenea o condiție eliminatorie, este aceea a naturii fizice a catalizatorului la reacțiile catalitice. La prima vedere s-ar părea că este suficient să se macine catalizatorul întrebuințat la stratul fix, la finețea necesară fluidizării. Există unii catalizatori însă, care nu suportă asemenea tratamente fără să-și schimbe edificiul cristalin sau alte proprietăți incomplet cunoscute. Această verificare se poate face într-o aparatură de laborator care furnizează, chiar la scară redusă, date certe în această privință. Este clar că la catalizatorii care sînt preparați chiar în reactoare, pentru a nu fi vătămați apoi prin acțiuni mecanice de transport și umplere, nu se mai poate pune problema măcinării lor în vederea fluidizării.

Altă condiție eliminatorie o constituie nocivitatea ieșită din comun a catalizatorului. Cu toate că există metode de spălare eficace în scrubere a ultimelor resturi de praf ce scapă de la cicloanele și filtrele unei instalații de fluidizare, este totuși important să se aibă în vedere și acest fapt (v. aplicația fluidizării la producerea energiei atomice).

Dacă condițiile eliminatorii expuse mai sus sînt satisfăcute, urmează cercetarea condițiilor avantajoase pe care le-ar oferi aplicarea fluidizării. Cu alte cuvinte, o reacție sau un proces oarecare pot satisface condițiile eliminatorii însă să meargă atît de bine și de economic prin alte procedee, încît să nu existe motive evidente pentru aplicarea fluidizării. Cazul acesta însă se prezintă destul de rar. De obicei procesul suferă de una sau mai multe din dezavantajele expuse mai sus. Tehnica fluidizării rezolvă aproape toate aceste dezavantaje, însă firește că aduce cu sine dezavantajele specifice care cîteodată o fac improprie la aplicarea la procesul considerat. În primă considerație tehnica fluidizării se aplică mai ales acolo unde:

— este necesar să se transfere o cantitate importantă de căldură *la* sau *de la* spațiul de reacție;
— este necesară menținerea unei temperaturi constante în reactor;
— există cicluri alternative frecvente de reacție-regenerare;
— există piese mobile în medii de temperatură ridicată;
— instalațiile cu producție mai mare impun investiții și spații prohibitive.

În ceea ce privește transferul de căldură, există anumite caracteristici a procesului considerat de care trebuie să se țină seama în cazul reacțiilor catalitice, dacă se dorește înlocuirea reactoarelor multitubulare cu reactoare monotubulare de fluidizare. În primul rînd trebuie să se facă o distincție între o reacție exotermă și una endotermă, chiar dacă sînt de transportat același număr de calorii, în unitatea de timp. La o reacție

Scanned with OKEN Scanner

exotermă, căldura este luată din sistem fie prin răcire cu apă fie prin evaporarea apei în țevi fierbătoare. Ambele moduri de răcire se fac cu un coeficient de transfer de căldură apă (sau vapori) — perete foarte ridicat, care pune în valoare marele coeficient de transfer de la stratul fluidizat la perete. Coeficientul total de transmitere a căldurii fiind foarte mare, aplicarea fluidizării conduce la micșorarea considerabilă a suprafeței de transfer oferind posibilitatea de a înlocui reactoarele multitubulare cu reactoare monotubulare răcite prin pereți sau, la cele de dimensiuni mai mari, cu răcitoare tubulare (demontabile) imersate în strat. Cînd reacția este endotermă se pune problema introducerii căldurii în strat. Introducerea căldurii nu se mai poate efectua ușor la temperaturi mai ridicate, dacă se dorește menținerea unui coeficient de transfer ridicat. Explicația constă în faptul că o încălzire economică se face cu gaze de ardere care au un coeficient scăzut de transfer de căldură, anulînd în mare măsură avantajul coeficientului de transfer de căldură ridicat din partea stratului fluidizat. În acest caz, pentru evitarea încălzirii cu băi de săruri topite sau cu sisteme cu condensare de vapori (Dowtherm), care nu ar avea decît rostul să mărească coeficientul de transfer (uniformitatea temperaturii fiind asigurată de proprietățile stratului fluidizat), se poate încălzi reactorul cu gaze de ardere cu condiția ca mărirea coeficientului de transfer să se realizeze prin fluidizarea în mantaua de încălzire a unui material inert cu ajutorul gazelor de ardere.

Acest caz se poate aplica deci la încălzirea exterioară, adică atunci cînd diametrul reactorului se află sub diametrul critic.

Dacă reacția este slab endotermă, suprafața suficientă de transfer se realizează chiar în cazul încălzirii numai cu gaze și deci se poate proiecta un reactor în strat fluidizat monotubular, însă pentru producții mijlocii.

Pentru evitarea construcțiilor interioare, stratul fluidizat pune la dispoziție și un alt mijloc și anume injecția directă în strat, fie a combustibilului, fie a agentului de răcire, acolo unde reacția permite. La reacțiile exoterme, prin vaporizarea agentului de răcire se poate prelua o cantitate importantă de căldură. În unele cazuri, acest procedeu simplifică foarte mult aparatura și poate elimina chiar faze costisitoare, cum ar fi uscarea prealabilă a materiei prime. Aceasta se poate introduce în reactor cu ajutorul unui pistol de injectare, sub formă de noroi, astfel cum se procedează la unele prăjiri în strat fluidizat. La reacțiile endoterme, cînd consumul de combustibil este un factor care grevează asupra prețului de cost, este posibil ca prin trecerea la procedeul fluidizării să se obțină o economie importantă prin injectarea și arderea directă în strat a unui combustibil lichid.

Scanned with OKEN Scanner

Acest procedeu este practicat la calcinarea pietrei de var în cuptoare cu strat fluidizat, economia de combustibil realizată în acest mod constituind un avantaj important al aplicării fluidizării la acest proces.

Cînd se urmărește un schimb de căldură ridicat într-un spațiu redus, se poate construi un schimbător de căldură special, bazat pe proprietățile termice ale stratului fluidizat expuse mai sus. În acest caz, se pot obține temperaturi foarte ridicate cu o suprafață redusă de schimb. Pe acest principiu se pot construi și evaporatoare, ca de pildă generatoare de abur de mare productivitate. De fapt cele mai multe procese exoterme actuale, la care se aplică fluidizarea, folosesc din plin echilibrarea bilanțului de căldură prin acest procedeu, obținînd concomitent și o mare cantitate de abur, care mărește economicitatea fabricației respective.

La reacțiile catalitice care au o selectivitate redusă datorită neuniformității temperaturii în strat, fapt care provoacă dirijarea procesului chimic și către reacții secundare, ridicarea selectivității, de multe ori foarte importantă, se realizează prin aplicarea fluidizării.

În fabricațiile la care trebuie dozate și amestecate intim substanțe solide sub formă de pulberi (ciment, sticlă, coloranți, insecticide), tamburele de amestec sînt greoaie și au angrenaje care se pot defecta ușor. Prin adoptarea de fluidizatoare pentru amestec, care ar putea funcționa continuu, se realizează reducerea considerabilă a timpului de amestecare și, natural, eliminarea tuturor pieselor mobile.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul V

Aplicațiile fluidizării în tehnică

Sistematizarea aplicațiilor fluidizării în tehnică trebuie făcută după caracteristicile procesului de fluidizare întrebuințat și nu după chimismul lor. Totuși pentru că și chimismul procesului determină tipul de aparat, clasificarea este de fapt mixtă:

— procese chimice { catalitice { fără circulația catalizatorului / cu circulația catalizatorului / necatalitice
— procese fizice

Distilarea șisturilor și a nisipurilor bituminoase, ca și cocsificarea în strat fluidizat, deși procese necatalitice, sînt tratate împreună cu procesele catalitice cu circulația catalizatorului, deoarece circulația solidului imprimă proceului caractere mai pregnante din punct de vedere al fluidizării decît prezența sau absența unui catalizator.

Pentru o mai bună înțelegere, capitolul de aplicații conține, la începutul său, o vedere de ansamblu a stratului fluidizat, astfel cum se prezintă el în tehnică.

A. Stratul fluidizat în tehnică

Fluidizarea constituie un exemplu de procedeu care s-a dezvoltat mai repede ca tehnică decît ca știință. Au fost construite multe instalații de fluidizare care funcționează foarte bine, cu toate că se poate spune că nu s-a ajuns nici pînă acum la o înțelegere completă a factorilor de bază care guvernează fenomenul și la exprimarea matematică a relațiilor între acești factori. Acest fapt a făcut ca multe aspecte ale fluidizării să nu fie bine înțelese decît mult mai tîrziu, din însăși funcționarea instalațiilor industriale. În laborator și în instalațiile pilot de sticlă au fost trase anumite concluzii asupra fluidizării pe baza cărora au fost proiectate instalațiile industriale. Totuși, aceste concluzii au trebuit să fie modificate după un timp de funcționare a instalațiilor

industriale și abia pe baza lor s-a ajuns la îmbunătățiri importante și la o proiectare rațională. Aceasta înseamnează că există deosebiri importante între stratul fluidizat de laborator și pilot și cel din tehnică. În cele ce urmează sînt scoase în relief aceste deosebiri și se expun anumite aspecte caracteristice scării instalațiilor și a laturii economice.

1. Distribuția gazului

La scară de laborator sau pilot este posibilă o repartiție uniformă a gazului și un contact intim al acestuia cu solidul, ceea ce se reflectă în perfecta izotermicitate a stratului. În tehnică însă, aceste concluzii sînt adevărate numai în parte. În straturi fluidizate, cu diametre care merg de la 1 la 18 m, distribuția gazului devine o problemă. Chiar dacă stratul este izoterm, compoziția poate să nu fie uniformă și contactul între faze să fie mai slab ca la stratele mai mici. Se constată că bulele de gaz sînt prezente totdeauna în strat din cauza tendinței continue a gazului de a se separa de solid și de a forma volume mai mari de gaz. Aceste bule nu sînt de fapt complet libere de solid, însă concentrația lor în solid este foarte mică.

Analizele de gaz luate în generatoarele de la cracarea catalitică arată un conținut mai scăzut de oxigen în strat decît în gazul care părăsește stratul, demonstrînd faptul, că bulele de gaz cu un conținut ridicat în oxigen trec prin strat fără a avea un contact suficient de bun cu solidul. Spargerea bulelor la suprafața stratului, fenomen fără vreo importanță în laborator și pilot, provoacă cu timpul la instalațiile industriale distrugerea prin eroziune a părții interioare a vasului în spațiul liber de deasupra stratului. Eliminarea acestor bule prin intercalarea unor grătare în strat nu a reușit în general. Soluția de bază a rămas acționarea asupra cauzei formării bulelor. Se urmărește ca bulele să pornească de jos cît mai mici. Acest scop este atins printr-o distribuție cît mai fină și mai uniformă a gazului la intrarea în strat. Din această cauză, actualmente se preferă ca stratul să fie susținut de o placă perforată sau poroasă, care să asigure această distribuție. Bineînțeles că trebuie să se țină seama și de creșterea pierderii de presiune prin placă, creștere care însoțește mărirea fineței porilor sau găurilor. Toate reactoarele care nu au placă de distribuție dau randamente proaste, gazul nu este bine utilizat, iar funcționarea este defectuoasă. La diametre mai mari, fenomenul devine și mai supărător.

Fenomenul poate fi asimilat cu menținerea lichidelor, de exemplu a apei, în țevi cu diametre mici, cînd deasupra lor este vid: presiunea atmosferică este suficientă ca să țină în echilibru coloana de lichid, iar suprafața de separație este fie plană, fie concavă. Se știe însă că

Scanned with OKEN Scanner

o coloană din acest lichid nu se menține într-o țeavă de diametru mare căreia i se aplică vidul la extremitatea superioară fără a se aplica o foaie de hîrtie dedesubt. Fenomenul se explică prin faptul că lichidul (fig. 82), prin acțiunea greutății și a fluidității sale, face o săgeată pronunțată. Avînd în vedere că forțele de presiune sînt întotdeauna perpendiculare pe suprafețe, rezultă că porțiunea centrală *4* va fi ruptă de aer și se va desprinde, în locul său intrînd o bulă de aer echivalentă. Această bulă se va ridica prin lichid și ajungînd sus se va destinde, accelerînd fenomenul. Stratul fluidizat nesusținut de o grilă este în aceeași situație: în loc de presiunea atmosferică și vidul de deasupra, există o diferență de presiune între bază și vîrf egală cu greutatea stratului. Deoarece stratul fluidizat se comportă ca un fluid, săgeata va exista și în cazul stratului fluidizat. Fenomenul va fi însă agravat de faptul că presiunea gazului nu este numai statică, iar stratul fluidizat nu are omogenitatea unui lichid adevărat. În consecință, bulele vor fi de fapt pungi mari de aer care vor trece aproape netransformate prin strat, micșorînd în același timp și toate calitățile stratului fluidizat. În timpul intrării acestor pungi se produce o scădere momentană locală de presiune, care permite ca o parte din solid să cadă prin secțiunea de introducere a aerului și numai o viteză exagerată, cu toate inconvenientele ei, poate remedia acest fapt. Lipsa grilei de distribuție a agentului de fluidizare obligă să se prevadă sub reactor un buncăr în care să poată cădea întregul conținut al stratului la opririle fortuite sau intenționate. Se înțelege că în asemenea cazuri, pornirea din nou a instalației constituie o operație dificilă.

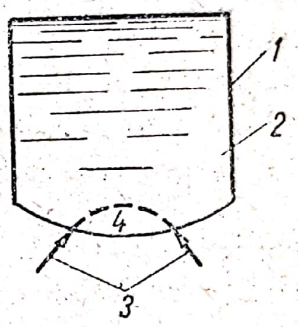


Fig. 82. Echilibrul lichidelor în vase răsturnate: *1* — vas răsturnat; *2* — lichid; *3* — forțele de presiune ale aerului; *4* — picătură de lichid ruptă de aer.

Plăcile de distribuție sînt de obicei plane, însă în ultimul timp s-au adoptat plăcile curbe. Primele modele erau cu convexitatea îndreptată în sus, cu alte cuvinte stratul era mai înalt la margini decît la mijloc. Dacă găurile sînt distribuite în mod egal și sînt toate de aceeași mărime, pierderea de presiune prin centrul plăcii este mai mică decît cea de la margini, provocînd trecerea unei cantități de gaz proporțional mai mare prin centrul plăcii. Dacă pierderea de presiune este suficientă nu are loc căderea de solid prin găuri. În caz contrar, solidul cade prin găurile de la periferie și este reintrodus prin cele din mijloc, provocînd prin aceasta o eroziune puternică a găurilor centrale. Acestea cresc în mărime avînd drept rezultat o scădere mai mare a pierderii de presiune prin ele, ceea ce provoacă

Scanned with OKEN Scanner

accentuarea fenomenului. Rolul de distribuitor uniform al plăcii dispare, ceea ce conduce la un contact slab între gaz şi solid. Consecinţa acestui fapt a fost evidenţiată în regeneratoare prin descreşterea intensităţii arderii cărbunelui depus pe catalizator. Pentru a obţine o distribuţie mai bună cu plăci cu concavitatea îndreptată în jos, trebuie să se prevadă de la început placa cu găuri distanţate inegal şi anume mai dese la periferie, pentru a permite o egalare a pierderii de presiune şi deci stabilirea unui debit uniform repartizat pe suprafaţa plăcii. În instalaţiile moderne, plăcile de distribuţie au concavitatea îndreptată în sus, permiţînd în acest fel o distribuire egală a găurilor deoarece în acest fel are loc o echilibrare a pierderii de presiune.

Suprafaţa liberă a oricărei grile trebuie să fie suficient de mică pentru ca prin găurile cele mai defavorizate din punct de vedere al pierderii de presiune să existe totuşi un debit suficient al gazului pentru a se obţine o viteză mai mare decît viteza de antrenare a granulaţiei celei mai mari a particulelor din strat.

Importanţa distribuţiei uniforme a fost pusă în evidenţă la regeneratoarele de la cracarea catalitică a produselor petroliere. La un astfel de regenerator, modificările aduse grilei au permis scăderea excesului de oxigen în gazele de ardere de la 2,0 la 0,5%. Această scădere este foarte utilă la regeneratoare deoarece în acest fel se reduce pericolul arderii complete la CO_2 (arderea ulterioară „after burning"), cu degajarea corespunzătoare a unei cantităţi mari de căldură care ar duce la topirea materialelor cicloanelor şi a conductelor din capul regeneratorului. În acelaşi timp, prin reducerea procentului de oxigen în gazele de ardere, se reduce şi cantitatea de aer care trebuie furnizată de compresoare. Iată deci ce efecte îndepărtate poate avea o bună distribuţie a gazului la intrarea sa în strat.

Dacă gazul este bine distribuit, un alt mijloc pentru mărirea eficacităţii contactului între solid şi gaz îl constiuie mărirea vitezei gazului. Prin aceasta se intensifică starea de agitare a particulelor şi s-a constatat că această metodă duce la mărirea productivităţii regeneratoarelor prin faptul că se poate admite mai mult aer în reactor şi să se ardă astfel mai mult din cărbunele depus. Bineînţeles că mărirea vitezei este însoţită de o mărire a pierderilor de pulbere fină antrenată şi de o creştere a mărimii bulelor.

2. Compoziţia gazului şi a solidului în strat

În literatura tehnică există două constatări asupra compoziţiei gazului şi solidului în strat care par contradictorii. Constatările sînt bazate pe măsurători experimentale efectuate pe aparate industriale,

Scanned with OKEN Scanner

respectiv regeneratoarele de la cracarea catalitică a produselor petroliere. S-a constatat în laborator că solidul este amestecat perfect în strat şi că gazul se întoarce foarte puţin înapoi. Lucrările lui Gilliland şi Mason [1] au dovedit acest fapt la reactoarele de dimensiuni mici prin întrebuinţarea unui gaz trasor. La reactoarele mai mari însă [2], solidul, în turbulenţa sa, duce cu sine gazul care îl înconjoară, avînd loc astfel o omogenizare completă a gazului, nu numai a solidului. Cu alte cuvinte, un strat fluidizat poate fi comparat cu o treaptă de contact.

Compoziţia gazului preluat din diferite puncte din regeneratoarele industriale arată că presiunea medie a reactanţilor este egală cu cea a produselor. La stratul fix, ea variază progresiv între valoarea de intrare şi cea corespunzătoare conversiei finale, la ieşirea din strat. În consecinţă, la stratul fluidizat produsele de reacţie se diluează cu reactanţii şi viceversa, fiind nevoie deci de timpi de contact mai mari

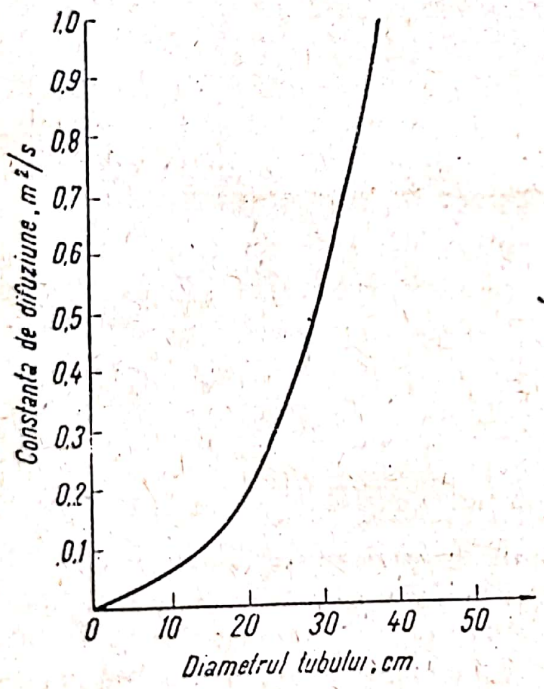


Fig. 83. Efectul diametrului tubului asupra constantei de difuziune.

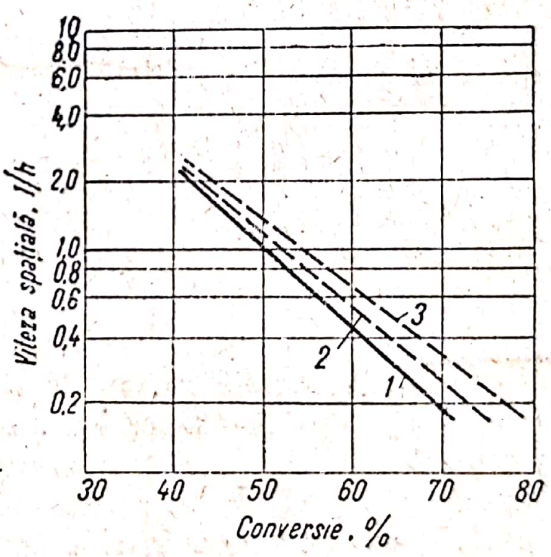


Fig. 84. Efectul diametrului reactorului asupra conversiei:
1 — D =0,8 m; *2* — D =0,5 m; *3* — D =0,1 m.

(volume de catalizatori mai mari) pentru a se obţine aceeaşi conversie ca în instalaţiile mai mici. Conversia scade şi din cauza bulelor de gaz care duc în interiorul lor reactanţi nereacţionaţi. În curba din fig. 83 se arată efectul diametrului tubului în care se efectuează fluidizarea asupra amestecării gazului, exprimată prin creşterea constantei de difuziune. Se observă că la diametre de peste 50 cm amestecarea gazului este completă. Rezultă că datele furnizate de piloţi prea mici,

de 10—15 cm în diametru, nu pot fi extrapolate corect la reactoarele industriale. În curba din fig. 84 se ilustrează, în lumina acestor constatări, efectul diametrului reactorului asupra conversiei la același timp de contact. Se observă că conversia scade de la 80 la 70% cînd diametrul reactorului crește de la 5 pînă la 65 cm. Efectul favorabil al fineței particulei asupra conversiei, caracteristic stratului fluidizat, este contrabalansat de fenomenul de amestecare al gazului. Comparația nu este favorabilă, din acest punct de vedere, stratului fluidizat.

Se evidențiază deci ca un imperativ în viitor împiedicarea amestecării complete a gazelor în strat. Încercări în acest sens au fost făcute pînă în prezent însă nu au dus la rezultate concludente. Acestea sînt:

1. Așezarea în strat la diferite nivele a unor grătare care au drept scop să elimine formarea bulelor de gaz.

2. Adoptarea unui contact asemănător cu cel din primele reactoare de fluidizare la care catalizatorul și reactanții gazoși treceau prin spațiul de reacție în fază diluată (aplicată la hidrogenarea benzenului la ciclohexan). Este îndoielnic însă că acest procedeu va fi atractiv din punct de vedere tehnologic. Această constatare [3] a fost făcută în urma unei serii de măsurători mai recente efectuate la regeneratoarele de cracare catalitică. Din aceste măsurători rezultă că atît solidul cît și gazul nu au o compoziție uniformă în strat.

La regeneratoarele care au straturi cu un procent ridicat de particule mari se observă o variație în distribuția particulelor cu adîncimea. Acest fenomen este evident și în laborator, însă este caracteristic pentru vitezele mici de fluidizare și pentru pulberi cu un spectru granulometric mai larg. În aparatele de fluidizare industriale, unde nu au loc aceste condiții, se pare că nu ar trebui să existe această triere. Totuși, se constată o variație oarecare a conținutului de carbon depus pe catalizator în regeneratoare. Această variație era foarte mică în reactoarele de 13—16 m în diametru și cu un timp de staționare al solidului de 10—15 min și ducea la concluzia uniformității distribuției solidului în strat. În ultimul timp însă s-a observat că la unitățile noi, proiectate și operate cu un timp de staționare de numai 5—6 min există o variație foarte mare în compoziția solidului: într-un regenerator industrial, aproape de intrarea catalizatorului uzat, acesta conținea 0,8% în greutate carbon și numai 0,4% aproape de ieșirea catalizatorului regenerat, cu toate că stratul este izoterm. Acest fapt poate avea urmări importante la unele procese la care necesarul de căldură are un efect foarte mare asupra economiei lui (exemplu: distilarea șisturilor bituminoase), întrucît din datele obținute în laborator și în instalațiile pilot, nu se poate prevedea care va fi distribuția

Scanned with OKEN Scanner

carbonului în reactoarele industriale, tocmai din cauza neuniformității mai mari a distribuției solidului.

Compoziția gazului poate varia de asemenea. Acest fapt are loc nu numai din cauza formării bulelor și a schimbărilor progresive ce însoțesc transferul de masă sau reacțiile chimice, ci și din cauza unei amestecări foarte slabe în direcție laterală, care este caracteristică la cele mai multe sisteme fluidizate. Această neuniformitate a fost observată de exemplu la regeneratorul menționat anterior la care existau diferențe în distribuția solidului. S-a găsit că și gazul ce rezultă din regiunea cu catalizator cu un conținut mai mic de cărbune avea oxigen mai mult decît gazul provenit din regiunea de lîngă intrarea catalizatorului uzat. Amestecul lateral este atît de slab încît s-a propus [4] efectuarea reacției și regenerării în același vas, fără ca să existe un perete despărțitor între aceste două zone.

3. Viteza de fluidizare

Formulele care dau viteza de fluidizare, formule care se bazează pe corelații empirice a diferiților parametri se influențează viteza de fluidizare, dau valoarea vitezei minime de fluidizare, adică a fluidizării liniștite. În tehnică, însă nu se lucrează niciodată cu această viteză, astfel încît corelațiile din literatură nu servesc prea mult. Viteza de fluidizare astfel calculată pentru o pulbere obișnuită, de exemplu marmură de 100 μ, este de ordinul a 2—3 cm/s. Totuși, chiar în laborator, vitezele de fluidizare turbulentă sînt de 10—15 cm/s. În tehnică, aceeași pulbere este fluidizată cu o viteză care poate atinge chiar 80 cm/s. La aceste viteze nu există o suprafață netă de separație, ci o zonă de trecere între stratul dens și faza dispersă de deasupra. Din această cauză înălțimea stratului fluidizat se definește în mod nominal. Concluzia care rezultă de aici este că stratul fluidizat își păstrează avantajele sale de bază chiar la viteze foarte mari de fluidizare și tendința este să se opereze la viteze cît mai mari. Limita superioară este impusă de excesivitatea antrenării. De aceea, azi se dă o atenție deosebită eficacității sistemelor de reținere a pulberii antrenate, de care depinde limita superioară a vitezei de fluidizare.

La reacțiile în strat fluidizat, la care solidul se consumă, ca prăjirea piritelor, calcinarea pietrei de var etc., sînt fluidizate materiale cu granulații mai mari, pînă la 6 000 μ, amestecate cu praf foarte fin. Pentru acestea este evident că la vitezele de mai sus, dacă praful fin nu este întors înapoi, în strat, și acesta este cazul obișnuit, el nu

Scanned with OKEN Scanner

va avea timp să reacționeze convenabil și deci viteza de fluidizare va fi aleasă în consecință.

La pulberi foarte fine, care au tendință spre canalizare, singura soluție pentru a le fluidiza totuși, constă în întrebuințarea vitezelor mari de fluidizare.

4. Mărimea particulelor și controlul lor

a) **Efectul mărimii particulelor asupra procesului în tehnică.** Spectrul granulometric întrebuințat depinde de densitatea solidului și de natura procesului. În tabela 8 sînt date cîteva granulații tipice pentru procesele de fluidizare.

Tabela 8. Granulația particulelor în diverse procese de fluidizare

Cracarea catalitică în strat fluidizat

Diametrul particulei, μ	Cu precipitatoare electrostatice %		Cu două cicloane în serie %	
	Intervalul	Media	Intervalul	Media
0—20	15—35	25	0	0
20—40	20—40	30	5—15	10
40—80	20—50	35	50—70	60
80+	5—15	10	20—40	30
		100		100

Hidroformare în strat fluidizat

Diametrul particulei, μ	%	
	Intervalul	Media
0—20	0— 2	0
20—40	5—15	10
40—80	40—60	50
80+	30—50	40
		100

Cocsificare în strat fluidizat

Diametrul particulei, U.S. Sieve	Intervalul %
+20	1—4
20—48	24—46
48—60	20—30
60—100	20—45
100—200	0—10
—200	0

Scanned with OKEN Scanner

Anhidridă ftalică în strat fluidizat

Diametrul particulei	Cu filtre poroase, %	
	Intervalul	Media
—20 (U.S. Sieve)	0—8	4,0
—20+80 „	20—45	32,5
—20+200 „	15—25	20,0
74—40 microni	3—10	6,5
40—20 „	5—15	10,0
20—5 „	5—30	17,5
5 „	2—17	9,5
		100

Carbonizarea și gazeificarea cărbunelui

Diametrul particulei, U.S. Sieve	Cu două cicloane în serie, %	
	Intervalul	Media
20	0—10	5,0
— 20+40	22—55	38,5
— 40+100	20—50	35,0
—100+200	8—25	16,5
—200	0—10	5,0
		100

În laborator este posibil întotdeauna să se aleagă mărimea particulelor. În instalațiile industriale, în care are loc consumarea solidului, mărimea particulelor este în general impusă de materia primă. La reacțiile catalitice, solidul catalizator este măcinat, sortat și adus la granulația optimă. Totuși, mai ales la catalizatorii care nu sînt prea ieftini, nu este economic să se macine catalizatorul în așa fel încît să fie nevoie să se arunce o cotă importantă din el. Ideal este să se pună la punct pentru fiecare catalizator o măcinare într-o singură treaptă, fără cernere, care să producă direct pulberea cu distribuția granulometrică cît mai apropiată de cea dorită. O măcinare condusă fără această precauție produce un procent însemnat de praf fin care trebuie îndepărtat în prealabil sau este elutriat din sistem imediat după introducerea sa în strat. În funcționarea instalațiilor, ceilalți parametri trebuie astfel aleși și menținuți constanți, încît o dată pusă la punct operația continuă, să nu aibă loc un consum preferențial al uneia din granulațiile în prezență. De obicei însă, particulele de diferite mărimi nu se mărunțesc în mod egal, de unde rezultă o schimbare treptată a spectrului granulometric.

La reacțiile care au loc cu consumarea solidului, există o evacuare continuă din strat. Datorită acestei evacuări și avînd în vedere că

Scanned with OKEN Scanner

timpul de staționare în strat este relativ mic, problema se rezolvă de la sine. Situația este mai grea la reacțiile catalitice, care sînt sisteme închise, în care catalizatorul se pierde într-o măsură foarte mică prin gazele ce ies, deficitul fiind completat continuu din afară cu adaos de pulbere proaspătă. Timpul de staționare în sistem este relativ foarte mare pentru majoritatea pulberii și din această cauză pot avea loc schimbări cumulative care pot duce la schimbări importante în granulația solidului, avînd drept rezultat îndepărtarea de granulația optimă.

În prezent se dă o importanță deosebită spectrului granulometric al solidului. De acest spectru depinde o fluidizare uniformă și fără fluctuații mari. La rîndul său și funcționarea cicloanelor depinde de caracterul fluidizării, eficacitatea cicloanelor fiind optimă la o încărcare constantă. În general s-a ajuns la constatarea că de granulația solidului depind în mod critic caracteristicile fluidizării, transportul pneumatic, greutatea specifică a stratului, pierderile de solid, eroziunea instalației.

Caracterul fluidizării. Constatarea din laborator în ceea ce privește faptul că un amestec de particule dă o fluidizare mai bună decît o pulbere cu o granulație unică este valabilă și la reactoarele mari. Acest fapt constituie un avantaj pentru că în caz contrar, o bună parte din solid ar trebui să nu fie introdusă în strat și ar constitui o pierdere importantă, deoarece materia primă este de obicei un amestec de diferite granulații. Totuși, avînd în vedere că există o repartiție optimă a granulațiilor într-un amestec, trebuie să se corecteze din afară, prin diferite mijloace, compoziția granulometrică care variază în funcționare. Canalizarea pulberilor fine (sub 30—40μ) apare și la straturile industriale.

Transportul pneumatic. S-a constatat că particulele grosolane curg prost în conductele de urcare.

Eroziunea. Particulele mari provoacă o eroziune mai pronunțată.

Greutatea specifică a stratului este și ea influențată puternic de mărimea particulelor și la o distribuție a mărimii particulelor pe o gamă anumită, corespunde un maximum de greutate specifică, datorit faptului că particulele mici intră în golurile dintre cele mari. Două pulberi cu același diametru mediu pot avea greutăți specifice diferite: cea cu un spectru mai larg va avea o greutate specifică mai mare.

Avînd în vedere că de distribuția granulometrică depind atîția factori și condiții de funcționare, variația ei a fost studiată în mod atent în stratele fluidizate industriale și s-a ajuns la diferite metode de remediere. Cauzele care conduc la schimbarea distribuției granulației sînt:

Scanned with OKEN Scanner

— sfărîmarea particulelor în strat, care are ca efect dispariția particulelor mari;

— pierderile de pulbere, cauzate de eficacitatea sistemului de separare a pulberii antrenate, care au ca efect general eliminarea particulelor mici;

— creșterea mărimii particulelor prin depunere de substanță pe particule (de exemplu, creșterea particulelor de cocs la cocsificarea în strat fluid).

b) **Sfărîmarea particulelor în strat** depinde de mărimea particulelor după cum și mărirea particulelor depinde de sfărîmare, deoarece particulele fine tindă să reducă sfărîmițarea prin amortizarea șocurilor dintre particulele mari. Mecanismul sfărîmițării particulelor în strat este următorul: particulele mari se sfărîmă în particule mici prin lovirea lor de pereții vaselor și a conductelor și prin lovirea lor de alte particule. În sfărîmarea lor se formează deci particule mijlocii și ceva particule fine. Particulele intermediare formate și cele existente se sfărîmă în particule fine, însă proporția totală de particule intermediare rămîne oarecum constantă pentru că este menținută de sfărîmarea celor mari. În consecință, efectul global net constă în creșterea proporției de particule fine în dauna celor mari. Există o limită inferioară a mărimii particulelor formate, pentru că debitul de sfărîmare scade cu finețea, respectiv sfărîmarea particulelor sub 5 μ poate fi neglijată.

5. Pierderile de pulbere datorită antrenării

Pierderile de pulbere sînt constituite în majoritate din pulbere fină. Aceste pierderi tind astfel să echilibreze excesul de pulbere fină formată prin sfărîmarea particulelor în strat. O echilibrare perfectă este condiționată de o compensație fortuită între duritatea particulelor și condițiile de lucru, care decid sfărîmarea și eficacitatea sistemului de separare. De obicei însă, unul din acești factori excede pe celălalt, astfel încît întotdeauna trebuie să se controleze foarte atent și în mod continuu spectrul granulometric al solidului pentru a fi la adăpost de surprize.

Solidul poate să se sfărîme puțin (fie că este dur, fie că instalația a fost proiectată cu grijă, tocmai în acest scop) și sistemul de recuperare al pulberii antrenate să fie ineficace, lăsînd să plece o cantitate mare de pulbere fină. În acest caz are loc o creștere a proporției de particule mari. În cazul opus, un sistem foarte eficace de reținere a prafului fin antrenat ar mări peste limită procentul de particule fine, astfel cum s-a întîmplat la o instalație de fabricare

Scanned with OKEN Scanner

a anhidridei ftalice prin oxidarea catalitică a naftalinei. La această instalație separarea se face numai cu filtre poroase din cauza durității catalizatorului care ar distruge în scurt timp cicloanele prin eroziune. După doi ani de funcționare, catalizatorul era în aceeași cantitate, nefiind nevoie de vreun adaos de catalizator, însă prin creșterea procentului de material fin se schimbaseră caracterele inițiale ale fluidizării și a altor factori.

Dispariția particulelor fine poate avea loc și în mod accidental, în operațiile de pornire sau oprire a instalațiilor, cînd, din cauza descoperirii piciorului ciclonului au loc pierderi importante de catalizator fin, rămînînd în strat un procent foarte ridicat de particule mari.

Corectarea granulometriei stratului se face fie spontan, așa cum s-a menționat mai sus, fie prin următoarele mijloace forțate:

— alegerea unui spectru granulometric convenabil pentru solidul care se adaugă pentru compensarea pierderilor, astfel încît să se corecteze schimbările în compoziția granulometrică din strat;

— eliminarea selectivă din strat a fracțiunii excedentare;

— sfărîmarea intenționată a particulelor din strat prin introducerea unui jet puternic de abur în strat.

Prima metodă este o metodă oarecum ineficace prin încetineala cu care acționează: la instalațiile de fluidizare catalitică, adică tocmai la acelea la care se pune problema în mod acut (pentru că solidul rămîne în sistem), din cauza timpului de staționare și a unui ritm de înlocuire în general mic, viteza de înlocuire este mai mică decît cea de schimbare a granulometriei stratului.

Eliminarea selectivă din strat a fracțiunii excedentare se poate face cu ajutorul unui clasificator în strat fluidizat, care se bazează pe proprietatea particulelor dintr-un strat fluidizat de a se stratifica după mărimea lor, cînd viteza de fluidizare este relativ mică. Pulberea din fluidizator este adusă în mod continuu în clasificator, unde se desprinde în fracțiuni. Fracțiunea indezirabilă (de obicei, cea fină sau cea mare) este eliminată, fiind întoarsă în fluidizator numai fracțiunea dorită (de obicei, cea intermediară). Eliminarea selectivă se poate face și direct din stratul fluidizat al reactorului, în cazul cînd se lucrează cu o viteză de fluidizare potrivită, care permite clasificarea chiar în reactor. În acest fel, se poate evacua fracțiunea excedentară din stratul fluidizat de la nivelul la care se acumulează. Această metodă se aplică și la reacțiile necatalitice, la care există un spectru granulometric foarte larg. La acestea are loc deseori o acumulare a particulelor foarte mari la fundul vasului, avînd ca urmare stratificarea părții inferioare a stratului.

Scanned with OKEN Scanner

Sfărîmarea intenționată a particulelor mai mari se poate face cu un jet puternic de abur introdus direct în strat. Această meodă este recomandată însă numai în cazuri izolate pentru că se produce și se pierde o cantitate de material fin.

Sistemele de separare a pulberii antrenate. În orice proces de fluidizare aplicat în tehnică are loc o antrenare importantă a pulberii fine. Antrenarea aceasta este prezentă și la procesele de laborator însă scara la care are loc este mai redusă și deci și importanța separării este mai mică. În laborator se lucrează cu viteze reduse de fluidizare datorită faptului că la diametrele mici ale reactorului (impuse de necesitatea unui consum de reactanți mici) înălțimea stratului trebuie să fie și ea mică pentru a nu depăși un raport acceptabil între înălțimea stratului și diametru. Pentru a obține timpii de contact necesari pe înălțimi mici, este evident că trebuie să se opereze la viteze de fluidizare mici. La pulberile fine, care se pot fluidiza la rapoarte mari între înălțimea stratului și diametru, limita superioară a vitezei de fluidizare este impusă de consumul exagerat de reactanți. La instalațiile industriale creșterea producției se obține în două moduri: mărirea secțiunii sau mărirea vitezei de fluidizare. Înălțimea reactoarelor industriale se obține din produsul între timpul de contact și viteza maximă de fluidizare, la care sistemul de reținere a pulberii antrenate mai funcționează satisfăcător. Aceste înălțimi nu mai sînt prohibitive, pentru că concomitent cu înălțimea a crescut și diametrul vasului. Din această cauză, în industrie se operează cu viteze relativ mari față de cele din laborator. În consecință și antrenarea este excesivă (se știe că antrenarea crește foarte repede cu viteza și anume cu puterea a treia a ei). În practică, particulele de praf antrenate pot avea, la vitezele normale de lucru, un diametru mediu de 10 μ și o viteză de sedimentare de aproximativ 0,3 cm/s, astfel încît utilizarea numai a unei camere de sedimentare devine impracticabilă din cauza timpului prea lung de sedimentare. Lărgirea reactorului la partea sa superioară nu poate fi executată decît la piloți, fiind exclusă din motive constructive la reactoarele mai mari din industrie.

Motivele principale care impun separarea prafului la fluidizare sînt:

— recuperarea din motive economice a prafului de catalizator, care în unele cazuri este foarte scump;

— evitarea încărcării produselor de reacție cu acest praf;

— evitarea silicozei provocată de inhalarea prafului de către populația învecinată. Este bine stabilit acum că pericolul principal

Scanned with OKEN Scanner

constă din inhalarea particulelor de praf cu dimensiuni între 0,5 și 3 μ ;

— eliminarea posibilităților de explozie la materialele ce conțin praf de cărbune sau alte substanțe care sînt explozive la această finețe.

Se pot utiliza diferite tipuri de separatoare [5,6]. Alegerea aparatului depinde nu numai de dimensiunea particulei ci și de cantitatea de gaz, de concentrația prafului și de proprietățile solidului.

Principiile pe care se bazează separarea sînt următoarele:

— sedimentarea sub acțiunea gravitației;
— separarea prin centrifugare;
— efectul inerției;
— filtrarea;
— precipitarea electrostatică;
— spălarea cu lichide;
— aglomerarea particulelor solide, de exemplu prin ultrasunete.

Unele aparate combină simultan cîteva din aceste principii. În instalațiile industriale de fluidizare se întrebuințează principiul separării prin centrifugare — ciclonul și mai rar multiciclonul, prin filtrare — filtrele poroase sau filtrele sac, prin precipitare electrostatică — filtrele Cottrel și prin spălare cu un lichid — scruberele.

Ciclonul, multiciclonul, și filtrul electrostatic sînt expuse pe larg la aplicațiile fluidizării cu circulația catalizatorului (v. cracarea catalitică a produselor petroliere) unde sînt întrebuințate foarte mult. Filtrele sînt întrebuințate la procesele la care trebuie recuperate ultimele urme de solid. Filtrele pot fi filtre-sac, care trebuie scuturate periodic pentru a evita înfundarea lor, sau filtre din material poros, metalic sau ceramic, care pot fi desfundate cu un curent invers de gaz inert, abur, sau chiar gaze de reacție. Această necesitate constituie obiecțiunea principală împotriva folosirii filtrelor; dacă nu sînt curățite periodic, ele se înfundă și pierderea de presiune prin ele începe să crească la valori prohibitive. Totuși, unii catalizatori, de exemplu V_2O_5, folosit la obținerea anhidridei ftalice prin oxidarea naftalinei în strat fluidizat, exclud, datorită durității, întrebuințarea cicloanelor care ar fi scoase din uz foarte repede. În acest caz, se întrebuințează o baterie de filtre așezate într-o secțiune lărgită, în partea superioară a reactorului și se prevede un sistem ciclic automat de desfundare a filtrelor cu jet invers de gaz. În acest fel, separarea este cantitativă, inventarul de catalizator rămînînd constant.

Scanned with OKEN Scanner

B. Aplicațiile fluidizării la reacții catalitice

Reacțiile catalitice sînt foarte avantajate prin întrebuințarea tehnicii fluidizării. Acest fapt reiese în primul rînd din suprafața foarte mare pusă la dispoziție de praful fin de catalizator, ceea ce permite un contact intim între catalizator și reactanți. În al doilea rînd, posibilitatea menținerii unei temperaturi constante contribuie la obținerea unor selectivități ridicate prin eliminarea reacțiilor secundare datorite supraîncălzirilor. În al treilea rînd există posibilitatea menținerii activității catalizatorului (acolo unde el își pierde activitatea cu timpul) printr-o regenerare continuă. Lipsa supraîncălzirilor la reacție cît și la regenerare are un efect salutar și asupra vieții catalizatorului. O altă caracteristică importantă o constituie faptul că, în general, regenerarea catalizatorului este o reacție exotermă și căldura dezvoltată poate fi întrebuințată cu folos, prin tehnica circulației pulberii fluidizate, la obținerea unui bilanț economic de căldură.

Mărimea și forma catalizitorului. La cataliza în strat fluidizat, catalizatorul este adus sub formă de pulbere fină (pînă la maximum 100 μ). Considerînd, pentru simplificare, particulele ca fiind sferice și considerînd de asemenea o cantitate de catalizator dată, mărirea suprafeței exterioare are loc într-un raport anumit cînd se micșorează diametrul particulei. Dacă dintr-o sferă cu diametrul R se fac n sfere mai mici (deci cu un volum total egal cu volumul sferei cu raza R) suprafața laterală obținută este de $n^{1/3}$ ori mai mare decît suprafața sferei de rază R. Această creștere este relativ importantă în cazul catalizatorilor fără suprafețe interioare sau cu suprafețe interne de același ordin de mărime cu cea exterioară. La cei cu suprafață internă mare, cum sînt de exemplu catalizatorii pentru cracare, care au ~ 200 m^2 suprafață inferioară pe gram de catalizator, sau cărbunele activ întrebuințat deseori ca suport și care poate avea pînă la 600 m^2/g, mărirea suprafeței laterale prin mărunțire este relativ neglijabilă. Dacă se micșorează de q ori raza particulei păstrînd aceeași cantitate de substanță, suprafața laterală rezultată crește de q ori.

Exemplu. 1 g de cărbune activ întrebuințat drept suport ocupă circa 2 cm^3 avînd o suprafață interioară de 500 m^2. Dacă se consideră că acest gram este format din sferule de 4 mm diametru, se obțin 70 de particule a căror suprafață exterioară este de 0,004 m^2. Suprafața totală este deci de 500+0,004 m^2. Micșorînd diametrul particulelor la 40 μ se obține o suprafață laterală de $100 \times 0{,}004 = 0{,}4$ m^2. Cu alte cuvinte, noua suprafață totală este de 500+0,4 m^2. Se observă că aportul mărunțirii este neglijabil.

Scanned with OKEN Scanner

Efectul mărunțirii se traduce și printr-o secționare, o desfacere a porilor. O parte deci din suprafața interioară devine exterioară. Este greu însă să se aprecieze urmările acestui fenomen.

În cazul cînd singura suprafață pusă la dispoziția catalizei este cea exterioară, atunci aceeași mărunțire de mai sus ar conduce la o mărire de cca. 100 de ori a acestei suprafețe, cu o micșorare în aceeași proporție a timpului de contact. Aceasta este explicația faptului că la unele reacții catalitice trecerea la stratul fluidizat nu atrage după sine o micșorare sensibilă a timpului de contact. Ca exemplu, citățm reacția de obținere a butadienei din alcool în strat fluidizat (după procedeul în strat fix Lebedev) la care timpul de contact în strat fluidizat este aproximativ același cu cel din stratul fix [7].

La obținerea clorurii de vinil prin sinteză din acid clorhidric gazos și acetilenă, cu toate că suportul este format din cărbune activ și deci există o suprafață internă mare, se obține totuși o scădere importantă a timpului de contact (de la cca. 67 la cca. 15 s pentru o conversie totală). Contrazicerea din acest ultim caz este de fapt aparentă pentru că în reactorul cu strat fix reacția are loc într-o zonă îngustă, restul servind ca spațiu pentru translatarea acestei zone de reacție, care se deplasează de la o extremitate a reactorului la cealaltă. În reactorul în strat fluidizat se întrebuințează un strat fluidizat care poate avea o înălțime minimă necesară unei conversii complete și care are aproximativ aceeași înălțime cu zona de reacție propriu-zisă din reactorul în strat fix.

Forma particulelor are și ea o importanță deosebită. Ea influențează în primul rînd valoarea vitezei de fluidizare și calitatea fluidizării. În al doilea rînd, forma sferică este foarte indicată pentru micșorarea pierderilor prin sfărîmare, catalizatorii sintetici fiind preparați în general sub această formă. O metodă indicată în acest sens este coagularea gelurilor fin pulverizate în lichide adecvate. Picăturile fine parcurg, prin cădere liberă, stratul de lichid și ajung jos solidificate în formă sferică. O altă metodă, utilizată pentru hidrogeli, este uscarea prin atomizare. La catalizatorii metalici, cum este catalizatorul de fier întrebuințat la sinteza hidrocarburilor din oxid de carbon și hidrogen (procedeul Fischer-Tropsch), metalul topit se pulverizează cu ajutorul unui pistol, trecînd consecutiv printr-o atmosferă cu un conținut reglat de oxigen și prin apă. Se obțin sfere microscopice de fier avînd o peliculă subțire oxidată [8]. Pentru detalii în legătură cu prepararea catalizatorului vezi [9].

Un catalizator are în general mai mulți componenți: catalizatorii propriu-ziși și promotorii. Reactanții trebuie să aibă un contact simultan, la scară moleculară, cu acești componenți. De exemplu, în procedeul

Scanned with OKEN Scanner

Lebedev de obținere a butadienei din alcool, catalizatorul întrebuințat are o componentă dehidrogenantă și una deshidratantă. Catalizatorul este obținut prin coprecipitarea acestora cu oxidul de crom (care este promotorul) și prepararea sa urmează o rețetă laborioasă. S-a pus problema dacă la aplicarea fluidizării la această reacție, din cauza dimensiunilor reduse a particulelor solide și a contactului intim între solid și gaz, nu s-ar putea amesteca fizic componenții catalizatorului după ce au fost aduși separat sub formă de pulbere. Rezultatele obținute arată că în acest caz se obține etilenă în proporție foarte mare, cu alte cuvinte componenta deshidratantă acționează separat și cu precădere.

Concentrația stratului este mai mică în stratul fluidizat față de stratul fix de același volum din cauza expansiunii. Suprafața de contact mai mare și turbulența solidului compensează însă acest dezavantaj.

1. Procese chimice catalitice fără circulația catalizatorului

a) **Fabricarea anhidridei ftalice.** Anhidrida ftalică se întrebuințează în cantități din ce în ce mai mari, mai ales pentru fabricarea rășinilor aldehidice și a esterilor ftalici folosiți ca plastifianți. Pînă în anul 1944, anhidrida ftalică de oxidare se obținea numai în reactoare multitubulare în strat fix, răcite cu difil, mercur, amalgam de sodiu sau topitură (azotit-azotat).

Fabricarea anhidridei ftalice în strat fluidizat pornind de la naftalină se face actualmente la scară industrială în U.R.S.S., S.U.A. și Anglia [10, 11, 12, 13, 14]. Catalizatorul întrebuințat este același ca la stratul fix și anume pentoxid de vanadiu. Deoarece catalizatorul nu se dezactivează practic de loc, instalația nu are nevoie de regenerator, fiind formată numai din reactor și partea necesară separării naftalinei sublimate. În schimb, din cauza durității excepționale a catalizatorului, separarea pulberii se face numai prin filtre poroase montate în capul reactorului. Încercările de separare a pulberii antrenate cu ajutorul cicloanelor au dus la distrugerea lor rapidă prin eroziune. Sistemul de filtrare cu filtre poroase cere însă un dispozitiv automat care comandă curățirea periodică a filtrelor prin desfundarea lor cu ajutorul unui curent invers de gaze de reacție sau gaz inert. Comanda se face succesiv asupra unui anumit număr din totalul filtrelor.

Compararea procedeului în strat fluidizat cu cel în strat fix este redată în literatură încă din 1952 [11]. Principalele avantaje care caracterizează procedeul în strat fluidizat sînt:

1. Se poate opera între limitele de explozie ale amestecului de naftalină și aer. Astfel, spre deosebire de vechiul procedeu le care se între-

Scanned with OKEN Scanner

buința 26—32 kg de aer la 1 kg de naftalină (adică un exces de 500—600%), în procedeul în strat fluidizat se poate coborî pînă la 6,75 kg de aer la 1 kg de naftalină.

2. Randamentul este mai mare și anume 88—94% față de 70—80% în strat fix.

3. Puritate ridicată a produselor de reacție, datorită unei temperaturi uniforme în strat, ceea ce simplifică procesul de separare.

4. Recuperarea căldurii de reacție prin generare de abur în schimbătoare de căldură imersate în strat. Excedentul caloric fiind de aproximativ 2 400 kcal la 1 kg de anhidridă ftalică, se obțin cca. 4 kg abur/kg anhidridă ftalică.

5. Investiții reduse prin faptul că reactorul multitubular cu țevi cu diametrul foarte mic este înlocuit cu un reactor monotubular de o construcție foarte simplă.

Dezavantajele sistemului constau în:

1. Dificultăți la sistemul de reținere a prafului de catalizator și dispozitiv complicat de desfundare.

2. Mărunțirea catalizatorului care după un timp de funcționare, destul de îndelungat totuși, trebuie înlocuit pentru că spectrul său granulometric s-a schimbat total.

3. Viteză spațială mică.

Se pare că în ultimul timp procedeul în strat fix a făcut progrese însemnate care au micșorat decalajul între cele două procedee prin faptul că s-au pus la punct catalizatori care permit o încărcare de 4—5 ori mai mare față de instalațiile mai vechi. În schimb și procedeul în strat fluidizat a rezolvat problema filtrelor poroase, care se fac actualmente din straturi succesive de vată și pînză de sticlă, montate pe tuburi metalice perforate. Pierderea de presiune prin asemenea filtre este de 0,14—0,21 ats, în funcție de ritmul de desfundare [13].

În tabela 9 se dau comparativ caracteristicile mai importante ale reactorului de la diferitele instalații în strat fluidizat în funcțiune.

b) **Sinteza hidrocarburilor.** Consumul crescînd de combustibili lichizi și imposibilitatea de a satisface cerințele acestui consum numai cu combustibili lichizi naturali, a ridicat problema creării unei surse suplimentare de combustibili lichizi, prin sinteză chimică. Există două căi pentru efectuarea acestei sinteze, materia primă principală fiind cărbunele fosil. Este vorba de:

1. Hidrogenarea directă a cărbunelui (procedeul Bergius) la 200—300 atm și 400—500°C, în prezență de catalizator.

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 9. Caracteristicile reactorului pentru anhidridă ftalică

Caracteristica	Standard Oil	Sherwin Williams	United Coke	I.C.I. Willon	URSS
Producţia, kg h	500	750	700	1 000	210
Diametrul, m	1,25	1,52	1,52	3,25	3,0
Înălţimea, m	6,10	9,20	9,20	7,30	9,0
Raport: aer/naftalină, kg/kg	6,75	15	15	15	17
Aer teoretic/naftalină, kg/kg	5,65	5,65	5,65	5,65	5,65
Temperatura în reactor, °C	370	360—375	360—375	400	370±1
Secţiunea reactorului, m²	1,23	1,81	1,81	8,3	7,05
Viteza de fluidizare, m/s	1,05	2,38	2,38	0,69	0,4

2. Transformarea cărbunelui sau a altor substanţe cu un conţinut bagat de carbon, în gaz de apă şi convertirea acestuia în gaz de sinteză; gazul de sinteză dă naştere, la temperaturi cuprinse între 180 şi 500°C şi presiuni între 2 şi 30 ats, sub acţiunea unui catalizator specific, unui amestec de hidrocarburi, în care predomină hidrocarburile izoparafinice, cele aromatice sau hidrocarburile grele, în funcţie de condiţiile de lucru (procedeul Fischer-Tropsch).

Ambele reacţii sînt puternic influenţate de natura catalizatorului, a cărui selectivitate influenţează diferit vitezele multiplelor reacţii care se produc simultan (hidrogenări, izomerizări, ruperi de catenă etc.). De aici decurg influenţe importante asupra calităţii benzinei obţinute (cifră octanică, stabilitate chimică).

Tehnica fluidizării joacă un rol important în ambele procedee de sinteză a hidrocarburilor, în ambele fiind vorba de sisteme catalitice cu un regim sever de izotermicitate. În cazul sintezei Fischer-Tropsch, fluidizarea rezolvă şi problema eliminării efectului termic al reacţiei, foarte grea de rezolvat în strat fix.

În stadiul actual, fluidizarea se aplică in sinteza Fischer-Tropsch la scară industrială, în timp ce pentru procedeul Bergius a depăşit abia stadiul cercetării de laborator şi este încă în curs de experimentare la nivelul cercetării pilot. Operabilitatea procedeului a fost demonstrată, economicitatea lui însă este discutabilă.

Sinteza Fischer-Tropsch în strat fluidizat [15, 16]. Gazul de sinteză provine de obicei din arderea parţială cu oxigen a gazelor naturale şi îmbogăţirea în hidrogen a gazului de apă rezultat. Hidrogenul provine dintr-o convertire parţială în bioxid de carbon şi hidrogen

Scanned with OKEN Scanner

și îndepărtarea bioxidului de carbon. Gazul de sinteză se trece printr-un strat de catalizator fluidizat. Amestecul de 2 mol hidrogen la 1 mol oxid de carbon reacționează producînd o gamă de hidrocarburi lichide, care se întinde între gazolină și uleiuri grele ca produse principale și diferiți compuși oxigenați ca produse secundare. Reacția este puternic exotermă și necesită un control riguros al temperaturii, pentru a se evita supraîncălzirile care ar provoca degradarea produselor de reacție în metan, bioxid de carbon și carbon.

Natura izotermă a stratului fluidizat și caracteristicile sale de transfer caloric, indică tehnica stratului fluidizat drept foarte potrivită pentru acest proces. Într-adevăr, prin fluidizare, suprafața de răcire din procedeul Fischer-Tropsch german (în strat fix) a fost scăzută la mai puțin de 1% din valoarea ei inițială.

Aparatura întrebuințată în varianta americană a procedeului Fischer-Tropsch în strat fluidizat este reprezentată în fig. 85. Generatorul de gaz de sinteză funcționează pe principiul oxidării parțiale a gazelor naturale cu oxigen. Din combustia incompletă a metanului rezultă o

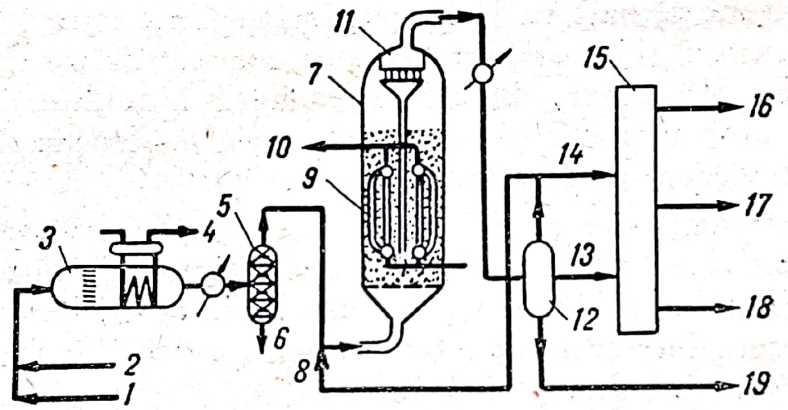


Fig. 85. Sinteza Fischer-Tropsch în strat fluidizat:

1 — gaz natural; *2* — aer; *3* — generator de gaz de sinteză; *4* — abur; *5* — scruber cu apă; *6* — ieșirea apei; *7* — reactor; *8* — gaze de recirculație; *9* — schimbătoare de căldură; *10* — abur; *11* — ciclon; *12* — separator de alcooli etc.; *13* — ulei; *14* — gaze; *15* — instalație pentru prelucrarea produsului brut; *16* — gaze; *17* — benzină; *18* — uleiuri combustibile; *19* — reziduu.

temperatură de aproximativ 1 300° C care este menținută prin generare de abur. Amestecul rezultant de oxid de carbon și hidrogen în proporție de 1 : 2 este răcit, spălat și admis în fluidizator, împreună cu o porțiune de gaz de reciclu. Aici gazele vin în contact cu un strat fluidizat de catalizator de fier la 315° C. Temperatura din spațiul de reacție se controlează prin imersarea țevilor fierbătoare ale unui generator de abur și prin reglarea presiunii aburului. Produsele reacției sînt debarasate de catalizatorul antrenat într-un ciclon și condensate într-un separator, în care se elimină produsele solubile în apă. Cele-

Scanned with OKEN Scanner

lalte produse de reacție sînt separate mai departe într-o fracțiune gazoasă și două fracțiuni lichide de hidrocarburi ușoare și hidrocarburi grele. Faza groasă conține multe olefine și poate furniza o cantitate suplimentară de gazolină prin polimerizare.

Carbonul format în timpul reacției și depus pe catalizator cauzează o oarecare degradare a acestuia. Prețul catalizatorului fiind scăzut și tehnica stării fluidizate fiind în măsură să permită completarea continuă a inventarului de catalizator activ, se lucrează fără regenerare. Procesul este neeconomic în comparație cu rafinarea țițeiului brut, din punct de vedere al fabricării hidrocarburilor lichide. Producția secundară de compuși oxigenați este însă atît de remarcabilă încît echilibrează balanța economică globală în favoarea procedeului.

Hidrogenarea cărbunelui în strat fluidizat [17]. Procedeul german Bergius de hidrogenare a cărbunelui a fost una din sursele principale de gazolină, motorină, parafină și ulei lubrifiant pentru industria germană. Conform procedeului Bergius, hidrogenarea se face în două faze, una în fază lichidă, cealaltă în fază gazoasă, la 450—470°C și 200—300 ats. În prima fază, cărbunele fin divizat și catalizatorul se amestecă cu un ulei greu și se tratează cu hidrogen sub presiune. Hidrocarburile lichide rezultate se separă prin distilare într-un ulei greu care se reintroduce în prima operație, și într-un ulei mediu care se hidrogenează în faza a II-a, în stare de vapori. Produsul principal rezultat din acest proces este benzina.

Multe din dezavantajele procedeului Bergius clasic pot fi eliminate prin aplicarea fluidizării. Prin faptul că reacția are loc în fază gazoasă, se desființează aparatura necesară formării pastei de cărbune și ulei care se injectează în prima fază a procesului; spațiul de reacție ocupat de uleiul din amestecul de cărbune și ulei, poate fi folosit pentru reacția unei cantități adiționale de cărbune; îndepărtarea cărbunelui nereacționat din spațiul de reacție sub formă de material uscat, scade costul de investiție și de întreținere a instalației. În plus, s-a demonstrat prin hidrogenări făcute cu sau fără ulei în prezență, că efectul uleiului asupra reacției de hidrogenare este defavorabil și deci efectuarea reacției în stare uscată este și din acest punct de vedere bine venită.

În 1950, problema hidrogenării cărbunelui în strat fluidizat depășise faza de laborator cu rezultate foarte bune, care lăsau să se întrevadă avantajele importante asupra hidrogenării în fază lichidă în strat fix. Procesul în strat fluidizat s-a efectuat la 500—600°C și 17—70 kgf/cm^2, deci la temperaturi superioare temperaturilor la care se lucrează în procedeul Bergius clasic și respectiv la presiuni inferioare. Consumul de hidrogen este aproximativ egal în ambele procese.

Scanned with OKEN Scanner

Același lucru se poate spune și despre conversie. Cum micșorarea presiunii de lucru înseamnă, în ciuda măririi temperaturii, o scădere a prețului instalației, rezultă că la consum egal de hidrogen și producție egală, prețul de revenire al benzinei este mai mic în procedeul care folosește tehnica stratului fluidizat. Calitatea și cantitatea benzinei obținute poate fi influențată prin impregnarea cărbunelui cu un catalizator de hidrogenare (1% $SnCl_2$ raportat la cărbunele de alimentare modifică proporția dintre uleiul ușor și asfalt în favoarea uleiului ușor cu 50%).

Experimentarea procedeului de hidrogenare a cărbunelui în strat fluidizat, la scară de laborator, a dat rezultate atît de bune, încît a justificat continuarea studiilor în această direcție. Metoda are toate șansele să devină sursa principală de combustibili lichizi sintetici pe bază de cărbune, respectiv să înlocuiască complet metoda în strat fix. În anii viitori, pe măsură ce prețul extracției țițeiului din pămînt va crește din cauza coborîrii treptate a nivelului de exploatare în raport cu suprafața solului, sinteza hidrocarburilor va deveni probabil din ce în ce mai importantă.

c) **Prepararea nitrililor din acizi grași** [18]. Nitrilii acizilor grași sînt un stadiu intermediar în prepararea aminelor alifatice cu 8—18 atomi de carbon, ale căror săruri se folosesc cu succes ca reactivi de flotație, pentru separarea clorurii de potasiu de silvinită:

$$RCOOH \xrightarrow{NH_3} RCN \xrightarrow{H_2} RCH_2NH_2 .$$

Formarea nitrilului din acidul respectiv și amoniac este o reacție catalitică, catalizatorul fiind un catalizator de deshidratare (gel de silice, alumină etc.). Reacția fiind foarte sensibilă la acțiunea temperaturii, aplicarea fluidizării are o influență importantă asupra desfășurării reacției. Lucrînd cu un catalizator de alumină, granulat la 50—150 μ R. Kircher [18] obține un grad de transformare optim al acidului în nitril la 360—370°C, excesul de amoniac fiind de 2—2,5 mol : 1. Sub acest prag de temperatură, transformarea nu este totală, iar deasupra lui, devine supărătoare cracarea produselor. Încărcarea catalizatorului corespunzătoare condițiilor optime de reacție este de 1,2 mol acid gras pe oră și litru de catalizator.

Pentru acizii stearic, lauric și palmitic, randamentul transformării în nitril este de 95%. Nitrilul brut care părăsește reactorul de fluidizare conține numai 1—2% acid gras netransformat.

Metoda a fost pusă la punct în laborator și transpusă la scară industrială. Actualmente este în funcțiune o instalație care produce 500 kg nitril/zi după acest procedeu.

Scanned with OKEN Scanner

d) **Alte aplicații ale fluidizării la procese catalitice.** În afară de aplicațiile mari, realizate la scară industrială și care au fost expuse mai sus, există o serie de aplicații realizate la scară mai mică sau indicate numai în literatură ca posibile.

Obținerea acidului maleic. Acidul maleic poate fi obținut prin oxidarea benzenului, a butenelor sau a butadienei printr-un procedeu care nu constituie de fapt o fluidizare propriu-zisă [19]. Faza solidă este diluată și constă dintr-un curent ascendent de aer și catalizator în următoarele condiții de operare:

Temperatura, °C	430—600
Conținutul de butene în aerul de alimentare, % mol	1,4—3
Concentrația catalizatorului, kg/m³	16
Conținutul de MoO_3 în catalizator, % mol	34,2
Timpul de contact, s	0,3—0,6
Conținutul de oxigen în aerul de alimentare, %	6—21
Mărimea particulei de catalizator, mm	0,18—0,33

Obținerea trioxidului de sulf. Pornind de la ipoteza că în stratul fluidizat se poate opera într-un domeniu mai strîns de temperatură la activitatea maximă a catalizatorului, s-a propus oxidarea bioxidului de sulf la trioxid de sulf în strat fluidizat. De asemenea, s-a propus obținerea directă a trioxidului de sulf prin oxidarea cu aer a sulfului sau a materialelor sulfuroase, în prezența unui catalizator care să transforme bioxidul de sulf în trioxid de sulf [20].

Obținerea aldehidelor alifatice. Un brevet [2] propune obținerea aldehidelor alifatice nesaturate într-o instalație de fluidizare cu circulație, reacția de bază fiind reacția formaldehidei cu aldehidele alifatice saturate la 200—450°C. Drept catalizator se întrebuințează un oxid de mangan, plumb, zinc sau cadmiu, impregnat pe silicagel de 150—300 μ, în proporție de 0,1—5%.

Formaldehida se întrebuințează sub forma unei soluții apoase de 10—50% în proporție de 1—3 mol de formaldehidă pentru fiecare mol de aldehidă alifatică saturată. Prin evaporarea apei din soluție se formează vapori de apă care au rol de diluant. Tehnica fluidizării cu circulație aplicată în acest caz permite regenerarea continuă a catalizatorului cu aer sau oxigen la 300—500°C.

Polimerizarea olefinelor. S-a propus de asemenea polimerizarea olefinelor la 150—300°C și 14—100 ata pe un catalizator format din acid fosforic depus pe kieselgur [22] pînă la completa epuizare a catalizatorului care este înlocuit cu catalizator proaspăt.

Reducerea nitroderivaților. O altă aplicație propusă într-un brevet [23] se referă la reducerea nitroderivaților la amine. Reacția este exotermă și tehnica fluidizării este foarte indicată pentru rezolvarea problemelor de transfer caloric.

Scanned with OKEN Scanner

Oxidarea amoniacului la oxizi de azot la temperaturi de 316—358°C prin cataliză pe oxid de fier sinterizat, cu 2% alumină și 1% K_2O ca promotori, a fost propusă într-un brevet [24].

Nitrarea benzenului și a toluenului. Conform unui patent [25] se poate efectua cu succes nitrarea benzenului și a toluenului în fază de vapori pe catalizatori de fier, cobalt, nichel sau platină la 100°C pentru benzen și 0—100°C pentru toluen.

Desulfurarea produselor petroliere, în operațiile de cracare a produselor petroliere, se poate efectua într-un vas separat de reacție, utilizînd același catalizator ca și la cracare.

Obținerea tiofenului din bioxid de sulf și hidrocarburi este însoțită de o sumă de reacții secundare care micșorează randamentul în tiofen, atunci cînd se efectuează reacția în strat fix, datorită dificultății reglării și menținerii temperaturii optime de reacție. Aceste dificultăți dispar cînd se întrebuințează tehnica fluidizării.

Obținerea oxidului de etilenă. Oxidarea etilenei la oxid de etilenă în stare gazoasă a fost studiată de mult timp și actualmente este brevetat un procedeu care folosește tehnica fluidizării.

Obținerea acidului cianhidric. Printre alte procese de cracare, s-a încercat și cracarea vaporilor de formamidă pentru obținerea acidului cianhidric prin tehnica fluidizării cu circulație [26]. Regenerarea catalizatorului se efectuează într-un regenerator cu ajutorul unui amestec de combustibil cu oxigen.

Halogenarea oxizilor carbonului cu clor este propusă într-un brevet englez [27] la temperaturi de 18—66°C, întrebuințînd cărbune activ drept catalizator.

2. Procese chimice catalitice cu circulația catalizatorului

a) **Cracarea catalitică în strat fluidizat (F.C.C.).** Țițeiul brut nu se întrebuințează niciodată ca atare. Valorificarea sa se face prin separarea în componenți sau mai bine zis în fracțiuni ce conțin un număr oarecare de componenți, caracterizați prin numărul lor de atomi de carbon sau prin familia de hidrocarburi din care fac parte. Separarea se efectuează prin metode fizice, printre care distilarea este cea mai întrebuințată. Aceste metode nu furnizează totuși o proporție mai mare de produse ușoare (benzine) decît proporția inițială din țiței. Această proporție nu depășește 10% în cazul celor mai bune țițeiuri. Cerința crescîndă de benzine a făcut să apară metodele de cracare prin care produsele grele (păcura), care rămîneau de la distilarea primară și care erau întrebuințate ca atare sau pentru obținerea

Scanned with OKEN Scanner

uleiurilor de uns, sînt transformate în benzine. Bineînțeles că această transformare se face prin ruperea (to cracke = a rupe) moleculelor mari și este deci o transformare chimică. Prin cracare se poate transforma în benzine 20—60% din materialul întrebuințat. În ultimul timp, aceeași cerință crescîndă de benzine a dus la cracarea chiar a produselor mijlocii, ca petrolul lampant și motorina. Actualmente peste jumătate din benzina consumată în lume este benzina de cracare și în S.U.A. 60% din această benzină se obține prin cracare în strat fluidizat.

Procedeele de cracare se realizează în fază lichidă sau gazoasă, termic sau catalitic. Cracarea termică în fază lichidă se efectuează la presiuni de pînă la 50 at și la temperaturi de 400°C. Cracarea termică în faza gazoasă are loc la temperaturi de 500—600°C și la suprapresiuni mici sau chiar la presiune atmosferică.

Ruperea moleculelor este însoțită de apariția dublelor legături, ceea ce face ca benzinele de cracare să fie bogate în olefine, la cracarea în fază lichidă și în olefine și aromatice, la cracarea în fază gazoasă.

Temperatura ridicată întrebuințată în cracarea termică provoacă descompunerea, în mare măsură, a materiei prime, la carbon. Prin întrebuințarea unui catalizator (natural sau sintetic) temperatura procesului se poate coborî la 350—500°C și în același timp descompunerea poate fi mai selectivă. Se produc mai puține gaze (metan, etan) și mai multă motorină ușoară și fracțiuni de benzine bogate în olefine, izoparafine și aromatice. Fracțiunea C_3—C_{10} este în cantitate mai mare decît în procedeele necatalitice. Hidrocarburile aromatice provin din ciclizarea și dehidrogenarea parafinelor, iar izoparafinele din izomerizarea și hidrogenarea olefinelor, sursă de hidrogen fiind procesul de aromatizare. Din cauza acestei compoziții, indicele octanic este ridicat (circa 80) iar benzina obținută mai stabilă.

Cracarea catalitică, introdusă cu puțin înainte de ultimul război (1937) prin procedeul Houdry în strat fix, a evoluat extraordinar de mult, atît prin diversitatea procedeelor întrebuințate cît și prin producția din ce în ce mai mare. Ca și în multe alte procese, modul de contactare dintre faza gazoasă și faza solidă a evoluat pe drumul: strat fix → strat mobil → strat fluidizat, din cauza avantajelor deosebite oferite de stratul fluidizat. Aceste avantaje se traduc în primul rînd în productivități foarte mari și în obținerea directă de benzine cu indice octanic 92—94, cu o conversie la benzinele de 40—65%, avantaje suplimentare pe lîngă o tehnologie rațională.

O sistematizare a procedeelor de cracare existente în prezent, cu caracteristicile mai importante ale instalațiilor în funcțiune se poate găsi în literatură [28]. Se poate constata că atît în ceea ce privește producția globală cît și mărimea unităților, cracarea catalitică în strat

Scanned with OKEN Scanner

fluidizat (F.C.C.) ocupă primul loc. Cea mai mare unitate existentă poate trata 16 300 m^3/zi. De asemenea, se menționează că unitatea F.C.C. nr. 2 a stabilit un record de durată, funcționînd neîntrerupt timp de 881 de zile [29] Aceste performanțe plasează F.C.C. în fruntea procedeelor de cracare.

S-a arătat mai înainte atît evoluția cracării catalitice în strat fluidizat a produselor petroliere, cît și schema de funcționare. În cele ce urmează se va expune stadiul actual al F.C.C.: descrierea organelor instalației, rolul și funcționarea lor, modelele de instalații etc.

Descrierea organelor instalației, rolul și funcționarea lor. Reactorul și regeneratorul. În reactor are loc reacția de cracare sub acțiunea catalitică a solidului. Pentru că în această reacție o parte din hidrocarburi se descompun la carbon care se depune pe catalizator micșorîndu-i activitatea, acesta este transportat continuu în regenerator unde are loc arderea cu aer a carbonului, după care catalizatorul regenerat este reîntors în reactor, tot în mod continuu. În literatura de specialitate nu se dau detalii tehnice asupra construcției acestor vase. Se menționează că există în funcțiune reactoare cu dia-

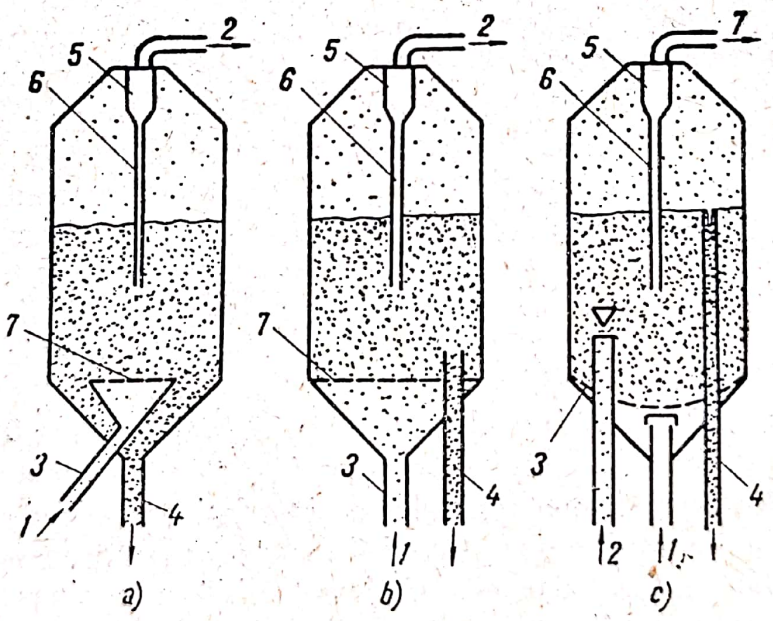


Fig. 86. Tipuri de vase de fluidizare întrebuințate la cracare:
a și *b*: *1* — intrarea reactanților; *2* — ieșirea produselor; *3* — conductă de urcare; *4* — conductă de coborîre; *5* — ciclon; *6* — piciorul ciclonului; *7* — placă perforată pentru distribuția gazului;
c: *1* — intrarea gazului; *2* — intrarea gazului și a catalizatorului; *3* — placă perforată; *4* — conductă de coborîre; *5* — ciclon; *6* — piciorul ciclonului; *7* — ieșirea gazului.

metre pînă la 15 m și cu o adîncime de strat de 10—12 m. O unitate care tratează 2400 m^3/zi are un inventar total de catalizator de 250 tone din care 100 tone sînt în regenerator. Alte unități mai mari au pînă la 300 tone de catalizator în regenerator [30].

Scanned with OKEN Scanner

În fig. 86 sînt redate trei tipuri clasice de fluidizatoare întrebuințate în industrie. Tipul *a* este întrebuințat ca reactor și tipul *b* ca regenerator. În prezent există și alte tipuri care vor fi descrise în cadrul schemelor de instalații.

Spre deosebire de piloți, aceste vase nu posedă lărgirea caracteristică din partea superioară, pentru micșorarea vitezei gazului și reducerea în acest fel a cantității de pulbere antrenată. Suprimarea acestei lărgiri este motivată de faptul că numai o lărgire substanțială poate avea un efect simțitor. Avînd în vedere diametrele foarte mari ale vaselor, o dublare a acestor diametre ar încărca nejustificat scheletul metalic. În consecință se renunță la efectul de sedimentare căutîndu-se compensarea acestei lipse printr-o mărire a eficacității cicloanelor sau a altor dispozitive de separare.

Între îmbunătățirile aduse la început construcției reactorului și regeneratorului a fost și instalarea de plăci — grătare adiționale. În felul acesta s-a ajuns să se amelioreze eficacitatea contactului vaporilor cu catalizatorul în reactor, avînd drept rezultat mărirea randamentului în benzină și scăderea formării de produse gazoase. De asemenea, s-a obținut mărirea vitezei de ardere a cărbunelui în regenerator și a randamentului de stripping. Instalațiile prevăzute cu aceste îmbunătățiri au redus conținutul în oxigen al gazelor de ieșire din regenerator la 0,5—1% față de 1,5—3%, cît se obținea la primele sisteme. Totuși, actualmente [31] se tinde să se renunțe la asemenea șicane în instalațiile industriale, întrucît se consideră că suprafețele lor au ca efect mai mult să distrugă fluidizarea decît s-o ajute. În cazurile în care introducerea plăcilor-grătare adiționale este inevitabilă, de exemplu în cazul răcirii prin imersarea de schimbătoare de căldură interioare, trebuie să se adopte un astfel de profil pentru aceste schimbătoare încît ele să nu constituie elemente perturbatoare a unei bune fluidizări.

În reactor reacția este endotermă și căldura adusă de catalizatorul cald care vine din regenerator este suficientă pentru a acoperi necesarul caloric al procesului. În regenerator, chiar dacă arderea carbonului depus pe catalizator este condusă așa cum trebuie, adică pînă la oxid de carbon, totuși există de multe ori o cantitate de căldură excedentară care se ia prin răcitoare exterioare de catalizator. Aceste răcitoare sînt de tipul tubular, în tuburi circulînd pulberea în stare de suspensie și între tuburi, apă care se vaporizează (fig. 87). În cracarea catalitică nu se obișnuiește răcirea stratului prin imersarea schimbătoarelor de căldură în stratul de catalizator propriu-zis. Atît reactorul cît și regeneratorul sînt izolate termic cu cărămidă refractară și vată de sticlă.

În ceea ce privește construcția, este de preferat, în general, tipul care integrează într-un turn comun reactorul și regeneratorul (sistemul

Scanned with OKEN Scanner

Ortoflow), cu regeneratorul suprapus, reactorului, construcție care asigură o compactitate maximă și o economie de material de construcție. La reactorul în strat fix sau mobil, diametrele mari pot da loc la scurtcircuitarea stratului de catalizator de către curentul de reactanți. În reactoarele catalitice, înălțimea este determinată de timpul de contact și de viteza maximă la care sistemul de recuperare a pulberii mai lucrează eficient, iar secțiunea, de producția cerută. În ultima instanță, raportul între înălțime și diametru este decis de un compromis între costul de construcție și cel de operare. La regenerator costul cel mai important este determinat de aerul de combustie, care trebuie comprimat.

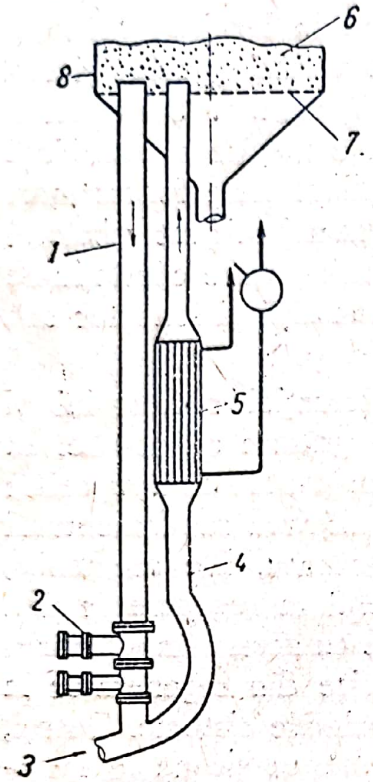


Fig. 87. Răcitor la regenerare:
1 — conductă de coborîre; *2* — valve alunecătoare; *3* — intrarea mediului de transport; *4* — conductă de urcare pentru recirculare; *5* — răcitor; *6* — strat dens de catalizator; *7* — organ de distribuție a gazului; *8* — regenerator.

Întrucît timpul de contact și vitezele de fluidizare sînt aproximativ aceleași ca la piloți, rezultă că înălțimea absolută a reactoarelor pilot sau a instalațiilor industriale este aproximativ aceeași. În schimb, secțiunea este mărită proporțional cu producția. În acest fel, raportul între înălțime și diametru devine din ce în ce mai mic, mergînd de la piloți spre instalațiile industriale. La acestea din urmă stratul ajunge să aibă înălțimea egală cu diametrul. Tabela 10 ilustrează această situație.

Conductele de coborîre și conductele de urcare. Conductele de coborîre servesc la scurgerea catalizatorului uzat din reactor sau a celui regenerat din regenerator. Conductele de urcare preiau pulberea adusă de conductele de coborîre și o transportă în vasul

Tabela 10. Dimensiunile relative ale instalațiilor de cracare în strat fluidizat

	Instalația industrială	Pilot 12 m³/zi	Pilot 0,24 m³/zi
Diametrul reactorului, m	4,5	0,3	0,05
Înălțimea reactorului, m	8,4	9,3	6,0
Diametrul regeneratorului, m	5,85	0,55	0,1
Înălțimea regeneratorului, m	11,0	9,3	6,0

Scanned with OKEN Scanner

opus: pulberea căzută din regenerator este transportată în reactor și viceversa. Conductele de coborîre au la unitățile mari 0,6—0,8 m în diametru și sînt izolate termic ca și reactorul și regeneratorul. Conductele de coborîre, au fost, la începutul cracării catalitice în strat fluidizat, foarte înalte și ele dictau înălțimea totală a instalației. În prezent aceste înălțimi au putut fi reduse în mod substanțial, astfel cum reiese din schema de evoluție a sistemelor (v. fig. 98), prin cunoașterea mai precisă a presiunii hidrostatice necesare la baza conductelor de urcare, fără ca să existe pericolul curgerii inversate — pătrunderea vaporilor de hidrocarburi în regenerator sau a aerului de combustie în reactor. Aceste înălțimi sînt necesare pentru a asigura fluidului care coboară prin conductele de coborîre o presiune suficientă ca să poată pătrunde în teul de antrenare. În cazul unui lichid real, o pompă ar fi îndeplinit această funcțiune și înălțimea totală a instalației s-ar fi redus la înălțimea vaselor de reacție, respectiv regenerare.

Catalizatorul uzat din reactor este lăsat să se scurgă, sub acțiunea greutății sale, pe la baza vasului în spre conducta de urcare. Spațiul liber între particulele de catalizator este ocupat de vaporii de hidrocarburi și cîteodată aceștia sînt adsorbiți și pe suprafața catalizatorului. În drumul descendent al catalizatorului sînt antrenați și vaporii de hidrocarburi. Dacă nu s-ar lua măsuri să fie îndepărtați, vaporii antrenați ar pătrunde în conducta de urcare a regeneratorului și ar intra împreună cu aerul în regenerator. Avînd în vedere cantitatea mică a acestor vapori față de marea cantitate de aer care circulă în conducta de urcare a regeneratorului, nu s-ar pune problema pericolului unei explozii. Totuși, acești vapori sînt pierduți, ei fiind arși în regenerator. Prin striparea vaporilor de hidrocarburi se mărește productivitatea reactorului și în același timp se elimină supraîncărcarea sarcinii de ardere a regeneratorului. Acest fapt este foarte important deoarece capacitatea regeneratorului limitează deseori capacitatea instalației.

Stripping-ul se efectuează de obicei cu vapori de apă sau cu un gaz inert, în secțiunea superioară a conductei de coborîre. În acest sistem de stripping, vaporii stripați sînt reîntorși în reactor, chiar pe drumul pe care au venit. În stripping-ul separat (fig 88), cea mai mare parte a vaporilor stripați sînt conduși separat la instalațiile următoare de recuperare. Se susține că acest stripping separat este mai eficace. Situația în stripper din punct de vedere al felului curgerii și al punerii în contact este cea din stratul mobil: solidul se translatează în jos, particulele neavînd vreo mișcare relativă unele față de altele, în timp ce

Scanned with OKEN Scanner

gazul sau vaporii care stripează, circulă în sus prin acest strat mobil, antrenînd cu ei şi vaporii stripaţi. Cu alte cuvinte este cazul unui contracurent.

Pentru a obţine o eficacitate de stripare ridicată este necesar un contact cît mai bun între faze şi în multe instalaţii se întrebuinţează în acest scop şicane. Totuşi trebuie să se ţină seama că asemenea şicane, precum s-a menţionat mai sus, cauzează tulburări care aici se traduc printr-o strangulare a curgerii, provocînd o pierdere de presiune hidrostatică. Acest fapt se recunoaşte prin scăderea densităţii în strippere la viteze mari de circulaţie ale solidului, făcînd necesară revizuirea şicanelor din stripper pentru a asigura o bună funcţionare.

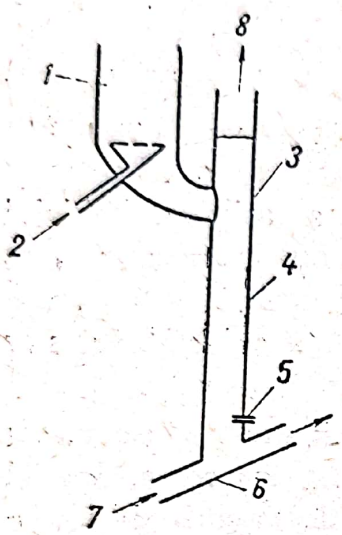


Fig. 88. Stripping extern: *1* — reactor; *2* — intrarea vaporilor (alimentarea reactorului); *3* — stripper extern; *4* — abur pentru stripping; *5* — valvă alunecătoare; *6* — conductă de urcare; *7* — intrarea aerului; *8* — evacuarea aburului încărcat cu vapori stripaţi.

Eficacitatea stripping-ului se reduce foarte mult la încărcări mari cu solid, pentru că în acest caz curentul de solid descendent antrenează o cantitate considerabilă de gaz de stripping în conducta de coborîre. Pentru a compensa această cantitate trebuie să se injecteze şi mai mult gaz de stripping. În caest caz densitatea scade sub cea reclamată de bilanţul de presiuni. Se poate întîmpla chiar ca viteza mare de ascensiune a gazului să frîneze curgerea în jos a solidului. După ce solidul a lăsat în zona de stripping vaporii antrenaţi sau adsorbiţi, el pătrunde în conducta de coborîre. Modul de curgere în această porţiune a instalaţiei a fost descris amănunţit la capitolul „Fluidizarea în laborator". S-a arătat că pentru a obţine o curgere lină trebuie să se asigure masei solide o fluiditate oarecare şi că deci trebuie să se injecteze gaze de aeraţie în diferite puncte ale conductei. Există totuşi o micşorare de volum a gazului interstiţial provocată de compresiunea mare datorită presiunii hidrostatice a coloanei de solid. Comprimarea este cu atît mai mare cu cît punctul considerat în conductă este mai jos şi este maximă deasupra valvei care reglează debitul de curgere.

În tehnică, conductele de coborîre sînt prevăzute cu injecţii de gaz de aerare (abur, azot etc.) distanţate la aproximativ 4 m unele de altele, iar cantitatea injectată este proporţională cu apropierea de valvă. Calculul cantităţilor de gaz de aerare se face astfel încît în conducta de

Scanned with OKEN Scanner

coborîre să rezulte o densitate uniformă. În practică, se caută să se mențină această cantitate de aer la valoarea minimă la care se poate opera instalația, întrucît s-a observat că în acest fel eroziunea pereților conductei de coborîre este minimă. În fig. 89 este redat modul de aerare al conductei de coborîre în instalațiile industriale.

O altă problemă de curgere în conductele de coborîre este ridicată de forma particulelor, fără ca aceasta să aibă vreo legătură cu calitatea fluidizării din vase. Unele materiale, oricît ar fi de mărunțite, își păstrează forma lor inițială din cauză că au planuri de clivaj preferențiale. Dacă această formă este extrem de plată (foițe), fluidizarea este posibilă atunci cînd ele au o mărime sub o anumită limită, însă curgerea prin conductele de coborîre este afectată în mod serios din cauza formării de bolți. Este cazul unor șisturi bituminoase a căror prelucrare prin aplicarea tehnicii fluidizării cu circulație devine nesigură.

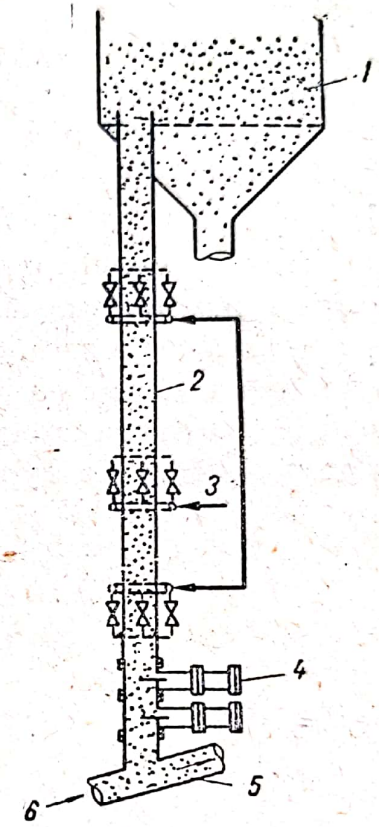


Fig. 89. Aerarea conductei de coborîre:
1 — strat dens de catalizator din vas (reactor sau regenerator); *2* — fază densă în conducta de coborîre; *3* — agent de aerație; *4* — valve alunecătoare; *5* — conductă de urcare; *6* — agent de transport.

Conductele de urcare a pulberii au rolul să transporte înapoi în vase pulberea adusă prin conductele de coborîre. Viteza gazului necesară transportului depinde de granulația pulberii și trebuie să fie bineînțeles mai mare decît viteza de planare. La pulberea întrebuințată la cracarea catalitică în strat fluidizat, care are o dimensiune maximă de particulă de 80μ, se folosesc viteze de transport care variază de la 6 la maximum 12 m/s, peste care începe eroziunea puternică a conductelor. Problema eroziunii conductelor de urcare este deosebit de importantă și va fi tratată mai departe pe larg.

Spre deosebire de situația de la conductele de coborîre, forma particulelor nu joacă nici un rol restrictiv. În ceea ce privește dimensiunea particulelor, în conductele de urcare pot fi transportate particule a căror mărime poate să depășească și 6 mm. Teoretic, mărimea particulelor determină viteza de transport a gazului, care trebuie să fie destul de mare față de cea a căderii libere, iar debitul de pulbere încărcat în conductă determină pierderea de presiune necesară transportului. S-ar părea că păstrînd o anumită viteză, s-ar putea încărca

Scanned with OKEN Scanner

oricît solid cu condiția ca să se mărească presiunea inițială. Totuși, situația reală este deosebită, fiecărei viteze corespunzîndu-i o cantitate maximă cu care poate fi încărcată o conductă dată. Dacă se depășește această cantitate, conducta se înfundă deoarece nu există posibilitatea ca solidul să fie luat de curentul gazos în ritmul în care este încărcat. În acest caz, funcționarea capătă un caracter neregulat și în șocuri. Același inconvenient poate avea loc în porțiunile de conductă orizontale de lungime mai mare. Aceste porțiuni trebuie în consecință evitate.

Pînă în ultimul timp exista numai un singur tip de transport pneumatic, numit în fază diluată. Acest tip este tipul clasic. Pe lîngă acesta s-a ivit recent un nou tip de transport, numit în fază densă. Prima oară el a apărut sub forma unui brevet [32] aplicat la instalațiile de hipersorbție (separarea gazelor pe adsorbenți în strat mobil). Noul sistem de transport, denumit hyperflow, s-a născut din necesitatea micșorării pierderilor de solid prin prăfuire în conductele de transport pneumatic. Acest tip de transport constă în împingerea în sus a solidului sub formă de fază densă, într-o conductă la baza căreia s-a creat o presiune, mai mare decît cea din cazul transportului pneumatic.

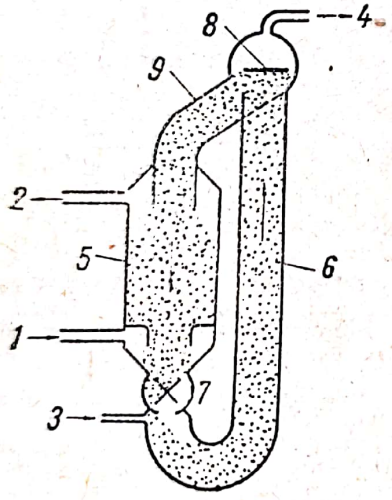


Fig. 90. Sistem de transport de pulbere hyperflow:
1 — alimentare; *2* — ieșirea produselor; *3* — gaz de transport; *4* — ieșirea gazului de transport; *5* — reactor; *6* — conductă de urcare a pulberii; *7* — valvă pentru reglarea debitului; *8* — suprafață de constricție; *9* — conductă de întoarcere.

În fig. 90 este dată schema sistemului, astfel cum este ea aplicată în hyperforming. Solidul curge din reactor sub acțiunea gravitației, este reglat de valva 7 și intră într-o zonă de compresiune produsă de intrarea gazului de transport *3*. De aici, el este împins de presiunea gazului în sus, mișcîndu-se cu o viteză mică. Ajuns sus, el nu poate expanda în voie din cauza suprafeței de constricție *8* unde se destinde numai gazul de transport care iese prin *4*, în timp ce pulberea cade prin conducta de întoarcere *9* înapoi în reactor. Transportul sub forma aceasta elimină turbulența particulelor și micșorează mărunțirea prin frecare. Se susține că și costul de investiții este micșorat. Este cert că cantitatea de gaz necesară este mult mai mică, dar în schimb presiunea este mai mare decît la sistemul clasic. Diferența de greutate specifică în conducta de urcare între cele două sisteme de transport (în fază diluată și în fază densă) este adoptată drept criteriu pentru caracterizarea lor: sub 160—190 kgf/m^3 transportul este sub formă diluată (γ_d poate coborî

Scanned with OKEN Scanner

pînă la 32 kgf/m^3 la conducta de urcare a regeneratorului), iar peste cifra de mai sus transportul se definește ca transport în fază densă, adică hyperflow.

Eroziunea în instalațiile de cracare catalitică în strat fluidizat constituie un inconvenient foarte important și are loc mai ales în conductele de urcare. Fenomenul este analog aici cu cel al sablării intenționate a pieselor metalice în vederea decapării lor. Atît construcția conductelor de transport, cît și modul de operare trebuie să evite situația favorabilă sablării. În prezent, eroziunea constituie una din problemele mecanice foarte importante, dar care poate fi preîntîmpinată într-o anumită măsură. În instalațiile moderne cu transport în fază diluată, efectul eroziunii a fost micșorat foarte mult și opririle instalațiilor nu mai sînt datorite acestei cauze. Soluțiile adoptate au reieșit atît din studii special făcute în acest scop, cît mai ales din însăși funcționarea primelor instalații de cracare catalitică. Totuși, în prezent se tinde către instalațiile cu transport în fază densă, la care eroziunea este și mai mică (model IV).

Variabilele de care depinde eroziunea în conductele de urcare în fază diluată sînt:

— caracteristicile solidului: mărimea și duritatea particulelor;

— caracteristicile gazului: viteza sa;

— caracteristicile conductei: profilul geometric și materialul de construcție.

Catalizatorul solid trebuie astfel ales încît sfărîmarea sa în stratul fluidizat turbulent sau în conductele de urcare să fie cît mai redusă. Rezultă de aici că el trebuie să fie cît mai dur, condiție incompatibilă cu cea pusă de problema eroziunii. În consecință, atunci cînd este posibil să se aleagă catalizatorul, trebuie să se facă un calcul economic de compromis între aceste două condiții antagoniste.

Eroziunea crește cu mărimea particulelor. În stratul fluidizat, din cauza sfărîmării, elutrierii și a adăugării de pulbere proaspătă, spectrul granulometric poate să se îndepărteze de la cel inițial, mai ales în sensul măririi procentului de particule medii. Controlul mărimii particulelor aflate în strat va fi efectuat deci nu numai prin prisma calității fluidizării, cu tot ceea ce este legat de ea, dar și din punct de vedere al evitării eroziunii.

Viteza gazului constituie un factor limitativ foarte important. Tocmai din această cauză, transportul în fază densă cîștigă teren pentru că se efectuează cu viteze foarte mici. La pulberea de catalizator întrebuințată de obicei la cracarea catalitică în strat fluidizat, cu dimensiunea maximă de 80 μ și cu cea medie în jurul a 40 μ, antrenarea începe la cca. 2 m/s, este acceptabilă la 5—6 m/s însă poate necesita cîteodată 10—12 m/s pentru o funcționare lină. Aceasta este viteza

limită peste care eroziunea este deosebit de mare. Limita inferioară este dictată de faptul că pulberea se aglomerează în unele porțiuni ale conductei deoarece acolo unde ea trebuie să fie accelerată (la pornire, la coturi etc.), energia cinetică a gazului de transport scade în favoarea celei potențiale necesare accelerării. Acest fapt se traduce printr-o creștere a pierderii de presiune pe unitatea de lungime în aceste porțiuni ale conductei. În consecință, viteza liniară a gazului scade în aceste puncte (datorită compresiunii), cu toate că debitul gravimetric și secțiunea au rămas constante. Pulberea se depune din această cauză micșorînd secțiunea de trecere a gazului. Prin această micșorare are loc o creștere treptată a vitezei gazului în secțiunea respectivă, pînă cînd se atinge o valoare atît de mare, încît se produce antrenarea dopului format. Această situație are ca efect variații bruște de presiune și conduce la o funcționare sacadată, care este evitată tocmai prin mărirea vitezei gazului transportor.

Forma conductei este importantă din punct de vedere al unghiului de atac al jetului de pulbere cu pereții săi. Într-o conductă cu traseu drept și vertical, unghiul de atac este zero. La schimbările de direcție însă, din cauza accelerației radiale, particulele solide, care au o masă mai mare decît moleculele de gaz, se desprind de curentul gazos și sînt proiectate spre peretele exterior. Rezultanta dintre viteza imprimată de gaz (care este totdeauna paralelă cu axa conductei) și cea rezultată din forța centrifugă, formează un unghi cu direcția pereților conductei, care este tocmai unghiul de atac. S-a găsit prin cercetări efectuate în acest scop că unghiul cel mai agresiv îl formează cel de 20—30°. Actualmente s-a reușit ca printr-o proiectare care să țină seama de aceste observații, să se reducă pierderile prin eroziune la o valoare foarte mică. În afară de această precauție de proiectare, întrebuințarea unor conducte de material ceramic dur în porțiunile solicitate mai intens la eroziune, ca și sudarea tuturor îmbinărilor au contribuit de asemenea la micșorarea eroziunii.

Valvele. Construcția și adoptarea unui anumit tip de valvă constituie o problemă foarte importantă pentru că solidul pune prin prezența sa probleme delicate ce trebuie rezolvate: etanșeitatea la gaz, evitarea fărîmițării solidului, evitarea eroziunii valvei însăși. Prima condiție exclude imediat valvele cu scaun, la care etanșarea se face pe o suprafață. Etanșarea nu se poate obține la valvele cu scaun decît prin întrebuințarea ciupercilor conice, la care închiderea se face pe o muchie. În cazul etanșării pe o suprafață, pulberea așezată pe aceasta împiedică o etanșare eficace.

Valve cu funcțiune importantă sînt cele de la baza conductelor de coborîre, care reglează debitul de solid admis în conductele de urcare,

Scanned with OKEN Scanner

valva de la evacuarea gazelor de ardere din regenerator şi valva specială de închidere a piciorului celui de-al doilea ciclon.

Valvele din conductele de coborîre au un dublu rol: să regleze debitul de solid şi să preia, prin pierderea de presiune pe care o cauzează, diferenţele de presiuni neechilibrate din bilanţul de presiuni. Tipul de valvă cel mai răspîndit este *valva alunecătoare,* care este formată în esenţă dintr-un corp în care se mişcă în direcţie orizontală, un butuc bine păsuit şi găurit. Cînd orificiul acestuia vine în dreptul conductei, catalizatorul poate curge mai departe în jos, spre teul de distribuţie, în conducta de urcare. In fig. 91 este redat acest tip de valvă. Pentru a evita griparea butucului se introduce prin *8* un curent continuu de gaz de refulare (inert, abur, aer), care împinge înapoi pulberea fină care ar pătrunde altfel în spaţiul de alunecare.

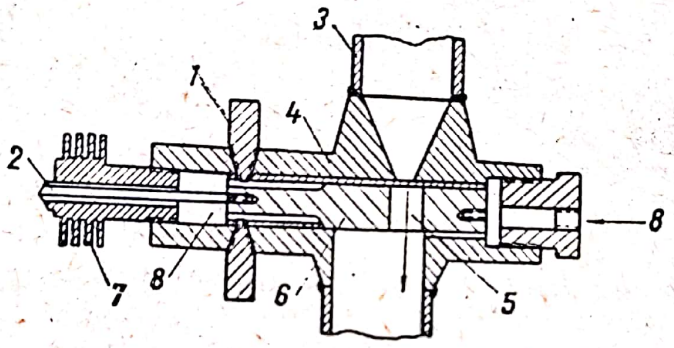


Fig. 91. Valvă alunecătoare:
1 — ghidaj pentru butuc; *2* — tija de la motor; *3* — conductă de coborîre; *4* — căptuşeală; *5* — deschiderea valvei; *6* — butucul valvei; *7* — aripioare de răcire; *8* — gaz de refulare a pulberii.

Debitul acestui gaz este foarte mic, 50—80 l/h la instalaţiile pilot. Gazul de refulare este antrenat în jos. Comanda valvei se face pneumatic. Orificiul butucului are forma unui ou ascuţit, pentru a permite în partea ascuţită un reglaj mai fin al debitului. S-a observat o eroziune considerabilă a suprafeţei superioare a butucului şi în consecinţă această parte se face din oţel de scule întărit, iar locaşul butucului din oţel inoxidabil. Oricare ar fi construcţia lor, valvele se montează întotdeauna cuplate (fig. 92). Una din ele este ţinută întotdeauna complet deschisă, cealaltă fiind valva de serviciu. Cînd aceasta din urmă nu mai corespunde din cauza defectării sau uzurii, ea este complet deschisă şi prima valvă, de rezervă, devine cea de serviciu. Această procedură evită oprirea frecventă a instalaţiei. Densităţile din conducta de coborîre şi echilibrul general de presiuni sînt în mod uzual astfel ajustate, încît să conducă la o pierdere minimă prin valvă. Această precauţie evită eroziunea exagerată a valvei.

În fig. 93 se dau şi alte soluţii pentru construcţia valvei.

Scanned with OKEN Scanner

Organele de distribuție a gazului în strat. Spre deosebire de instalațiile de fluidizare, în care solidul este un reactant și prin placa de distribuție trece numai o fază gazoasă, la fluidizarea

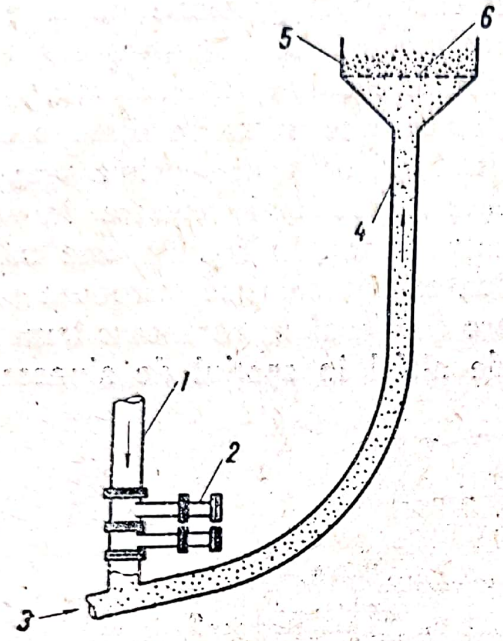


Fig. 92. Instalarea valvei alunecătoare:

1 — conductă de coborîre; *2* — valvă alunecătoare (două buc.); *3* — intrarea gazului de transport; *4* — conductă de urcare; *5* — strat dens de catalizator; *6* — placă de distribuție;

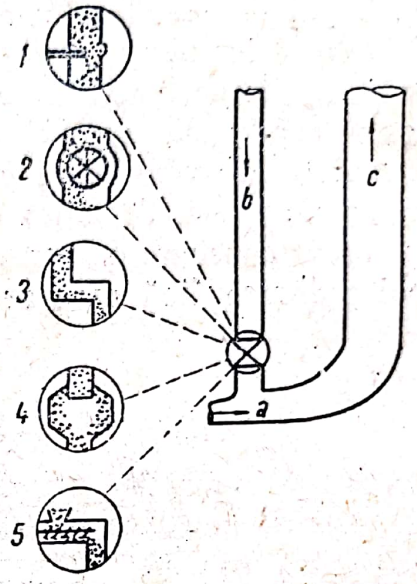


Fig. 93. Diferite moduri de reglare a debitului de solid:

1 — valvă alunecătoare; *2* — dozator cu cupe (valvă-stea); *3* — reglare prin schimbarea unghiului de curgere; *4* — valvă rotativă; *5* — șnec; *a* — intrarea gazului; *b* — intrarea solidului; *c* — ieșirea amestecului de gaz și solid.

cu circulație placa de distribuție, pe lîngă rolul de susținere a fazei dense, trebuie să permită și trecerea fazei disperse, fără formarea unui depozit de solid sub ea. Acest depozit este dăunător pentru că în primul rînd anulează funcțiunea plăcii de distribuție, stratul fluidizat începînd sub ea și în al doilea rînd, nu mai permite un calcul precis al timpului de contact, deoarece faza densă de sub placa de distribuție nu este omogenă, constantă ca volum și bine fluidizată. Gazul intră în ea prin toată secțiunea conductei de urcare, fără o divizare prealabilă așa cum are loc mai sus, prin grilă.

În fig. 94 se arată trei feluri de a rezolva, în mod general, în tehnică, funcțiunea plăcii de distribuție. Prima soluție *1* nu asigură o divizare a curentului de gaz care intră în strat, avînd ca urmare realizarea unui contact slab între faze. A doua soluție *2* nu se poate aplica la o fază gazoasă încărcată cu solid, cum este cazul la cracarea catalitică. A treia soluție 3 este de fapt o placă perforată și constituie

Scanned with OKEN Scanner

organul de distribuție optim. Diferitele variante de realizare (plăci curbe, găuri conice etc.) au fost descrise anterior.

O soluție adoptată în tehnică și care elimină suprafața moartă de care se lovește pulberea transportată (provocînd o acumulare de solid sub grilă și o sfărîmare a solidului), este să se introducă conducta de urcare în strat și să se ramifice acolo. În fig 95 este redată o astfel de distribuție într-un reactor de cracare catalitică în strat fluidizat de cca. 9 m diametru. Amestecul de gaz și solid intră prin 2 care este chiar conducta de urcare a reactorului (catalizator regenerat+ vapori de hidrocarbură), se ramifică în brațele *3* care la rîndul lor se ramifică din nou în brațele *4*. Acestea se termină cu cîte o căciulă conică al cărui detaliu este dat separat (*A*). Catalizatorul uzat curge pe la baza vasului prin *6*, curgerea sa fiind ajutată de injecțiile suplimentare de abur 7. Sumele secțiunilor prin care circulă la un nivel anumit gazul sînt astfel alese încît să se mențină mereu aceeași viteză de antrenare pentru a se evita depunerea pulberii în ramificații.

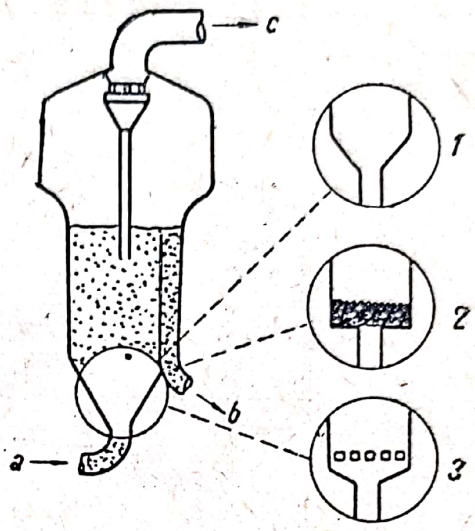


Fig. 94. Diferite moduri de distribuție a curentului gazos:
1 — intrare fără divizare; *2* — divizare cu material de umplutură; *3* — divizare cu placă perforată; *a* — intrarea amestecului de gaz și solid; *b* — evacuarea solidului; *c* — ieșirea gazelor.

Teul de antrenare. Teul de antrenare este format din confluența conductei de coborîre cu cea de urcare. Teul de antrenare trebuie să aibă un anumit profil, astfel ales încît să permită schimbarea direcției fluidului care cade din conductele de coborîre, fără a produce perturbații serioase, care ar provoca pierderi de presiune mari. El nu trebuie să aibă o lărgire exagerată în punctul de joncțiune, ceea ce ar duce la o depunere de pulbere din cauza micșorării vitezei gazului și prin urmare la o funcționare sacadată.

Rezervoarele de catalizator. Rezervoarele de catalizator au misiunea să depoziteze catalizatorul proaspăt care se introduce continuu în sistem, pentru compensarea pierderilor prin prăfuire și antrenare. Raportată la cantitatea de catalizator în circulație și la producția de benzină obținută, această cantitate este relativ mică, neafectînd rentabilitatea procedeului. La o unitate care tratează 2000 t/zi de materie primă, se pierd 2—3 t/zi de catalizator. Catalizatorul proaspăt curge din rezervorul de catalizator proaspăt printr-o

conductă de coborîre, este reglat de o valvă alunecătoare și introdus în regenerator cu ajutorul unui curent de aer.

Sistemul de recuperare al pulberii antrenate de gaze și controlul granulometriei stratului. Aceste două probleme, aparent fără vreo legătură între ele, sînt de

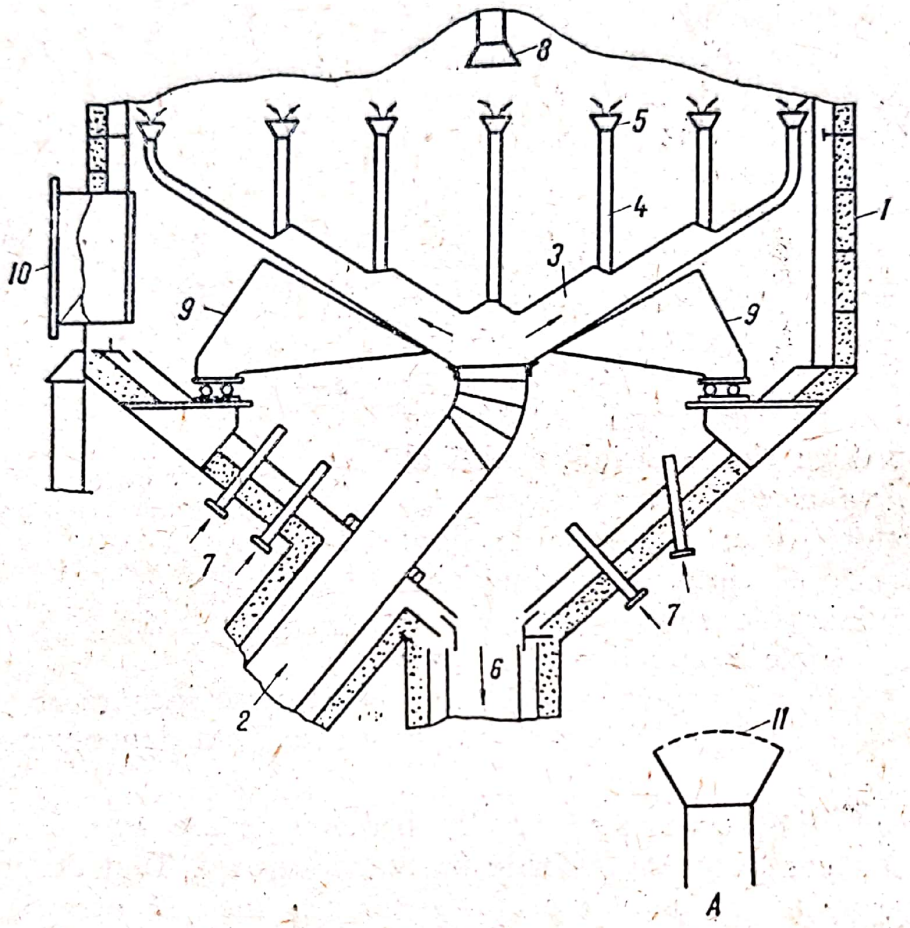


Fig. 95. Distribuția ramificată a gazului în stratul fluidizat:
1 — reactorul cu izolația sa; *2* — intrarea amestecului de gaz și solid; *3, 4* — ramificații; *5* — ramificații cu perforații; *6* — evacuarea catalizatorului uzat; *7* — injecție de abur; *8* — piciorul de întoarcere al ciclonului; *9* — dispozitive de dilatare; *10* — gură de vizitare; *11* — perforații de circa 8 mm diametru; *A* — detaliu la *5*.

fapt strîns legate astfel cum a reieșit din experiența funcționării instalațiilor de cracare. Dacă separarea pulberii antrenate în procese, altele decît cele de cracare în strat fluidizat, se face în mod egal prin cicloane, filtre poroase (eventual filtre-sac), filtre electrice Cottrel, sau scrubere, la cracarea catalitică sistemul de separare cel mai răspîndit și cel mai economic este format din cicloane și mai rar scrubere cu lichide, filtre Cottrel sau multicicloane. Filtrele din materiale poroase își au aplicația lor la unitățile pilot de cracare. Separarea prafului antrenat este absolut necesară, pentru că chiar la cele mai mici

Scanned with OKEN Scanner

viteze de fluidizare întrebuințate în industrie, cantitatea de praf este suficient de mare ca să necesite separarea sa. De fapt mai există și celelalte aspecte care fac necesară separarea, de exemplu evitarea periclitării sănătății oamenilor sau griparea motoarelor. Antrenarea are loc fie sub formă de praf împroșcat de bulele din strat care, ajungînd la suprafață, se sparg și aruncă destul de sus o parte din praful de la suprafața stratului, fie sub formă de praf care nu poate fi reținut de strat la viteza respectivă.

Funcționarea eficace a unui ciclon este legată de doi factori: realizarea cît mai exactă a formei geometrice a ciclonului ca și executarea sa îngrijită și o calitate cît mai bună a fluidizării. Ca dispozitive de separare a pulberilor antrenate de gaze, cicloanele sînt cunoscute și aplicate de mult. Eficacitatea lor însă nu a trecut niciodată de 90%. Avîntul luat de fluidizare și mai ales de cracarea catalitică, a dus la construirea unor cicloane de mare eficacitate, actualmente proiectîndu-se instalații de cracare catalitică în strat fluidizat cu o eficacitate a cicloanelor de 99,98%. Aceasta înseamnă că din 10 000 kg de solid ce trec prin ciclon, numai 2 kg sînt pierdute. Despre profilul cicloanelor, literatura de fluidizare nu menționează nimic deosebit. Este greu totuși să se admită că eficacitatea extraordinară a cicloanelor din instalațiile actuale este asigurată numai de respectarea întocmai a detaliilor de construcție.

Tipurile obișnuite de cicloane sînt cel sovietic ȚKKB și cel american [33]. Se utilizează de obicei două sau chiar trei cicloane în serie, care constituie trei trepte de desprăfuire, calculate fiecare pentru granulația care iese din ciclonul precedent. În felul acesta se ating eficacități totale de peste 99%. Eficacitatea unui ciclon scade cu scăderea mărimii particulelor. P. G. Romankov [34] dă o relație din care rezultă că randamentul ciclonului depinde de următorii factori: proprietățile fizice și viteza gazului, dimensiunea și greutatea specifică a particulei solide și dimensiunile geometrice ale ciclonului.

Întrebuințarea unui al treilea ciclon în serie mărește costul și complexitatea instalației, fără să micșoreze în mod corespunzător pierderile de solid. Acest fapt este legat de spectrul granulometric al pulberii. La unele pulberi mai grosolane este suficient și un singur ciclon. În prezent, cînd se acordă o importanță atît de mare granulației solidului din strat, numărul de cicloane în serie întrebuințat este legat mai curînd de menținerea acestei granulații, decît de scopul reducerii pierderilor de catalizator.

Mărirea eficacității cicloanelor prin mărirea vitezei gazului se lovește de problema creșterii eroziunii. Pentru micșorarea eroziunii

Scanned with OKEN Scanner

se întrebuințează actualmente căptușeli ceramice în conductele cele mai solicitate, ceea ce permite supraîncărcarea instalației fără alte modificări. Exactitatea proiectării și a construcției geometrice a ciclonului ca și uniformitatea încărcării constituie condiții necesare pentru obținerea eficacităților ridicate. În acest sens se dă ca exemplu un ciclon în care a fost lăsat din inadvertență o bavură de sudură în interiorul ciclonului, în loc ca suprafața acestuia să fie bine polizată. După cîteva săptămîni a apărut o gaură în tabla de oțel a ciclonului, datorită curenților care se formau deasupra acestei bavuri și din cauza abrazivității puternice a amestecului de gaz și solid. Gaura formată a crescut atît de mult, încît au apărut pierderi mari de catalizator provocînd oprirea instalației. De asemenea, instalarea și exploatarea cicloanelor trebuie să se facă cu cea mai mare grijă, pentru că în afară de eroziune, ele sînt supuse la o oarecare coroziune și cîteodată la temperaturi excesive, datorită arderii complete a carbonului, adică a arderii oxidului de carbon la bioxid de carbon. Modul de fixare a cicloanelor trebuie să asigure evitarea vibrațiilor, a deformărilor datorite dilatării termice sau expunerii prea îndelungate la temperaturi din domeniul deformărilor neelastice. Rezultatul unor asemenea greșeli poate fi distorsiunea nu numai a ciclonului, dar chiar a întregului sistem de fixare a acestuia.

În general, ciclonul întoarce înapoi în strat toată pulberea separată de el. Pentru aceasta, partea conică de jos a ciclonului este continuată cu o țeavă de descărcare, numită *piciorul ciclonului,* prin care pulberea separată cade înapoi în strat. În picior, care este bineînțeles imersat în strat, pulberea se ridică pînă la o înălțime oarecare, datorită faptului că din cauza circulației gazului prin ciclon și mai ales prin stuțul de intrare tangențial, are loc o pierdere de presiune care face ca în interiorul ciclonului să fie o presiune mai mică decît în strat. Nivelul de pulbere care se stabilește echilibrează, prin presiunea exercitată de greutatea sa, această diferență de presiune. Greutatea specifică a pulberii în picior este aproximativ egală cu cea a stratului și deci înălțimea care se stabilește nu este exagerată. Totuși, trebuie să se prevadă o lungime mai mare a piciorului și o mărire de secțiune în partea lui superioară (fig. 96). În cazul in care se produc fluctuații de nivel mai importante, pistonul de pulbere care ajunge în bula de degajare se sparge și curge înapoi. Fără aceste precauții, unele unități au avut pierderi importante de catalizator. În piciorul ciclonului următor din serie și mai ales în piciorul celui de al treilea ciclon, pulberea se va ridca din ce în ce ma sus din cauza diferenței de presiune din ce în ce

Scanned with OKEN Scanner

mai mare în raport cu stratul (diferență care însumează pierderea prin cicloanele anterioare) și din cauză că greutatea specifică a pulberii separate în cicloane este din ce în ce mai mică, cînd se trece de la primul la ultimul ciclon din serie.

Din această cauză, o imersare în strat a piciorului ciclonului secundar (și cu atît mai mult cel terțiar) ar necesita o mărire a spațiului de degajare de deasupra stratului cu mai mult decît ar fi necesar pentru căderea înapoi în strat a pulberii împroșcate de bulele de gaz din strat. Pentru a evita această înălțare și pentru a asigura totuși o închidere a piciorului ciclonului, au fost imaginate mai multe metode, dintre care cea mai bună pare să fie cea redată în fig. 96. În această figură se arată așezarea a două cicloane în serie, construcția și poziția lor și detaliul unei valve speciale de descărcare a piciorului ciclonului secundar [35] (o asemenea valvă în miniatură, manevrată însă de afară este descrisă în „Fluidizarea în laborator").

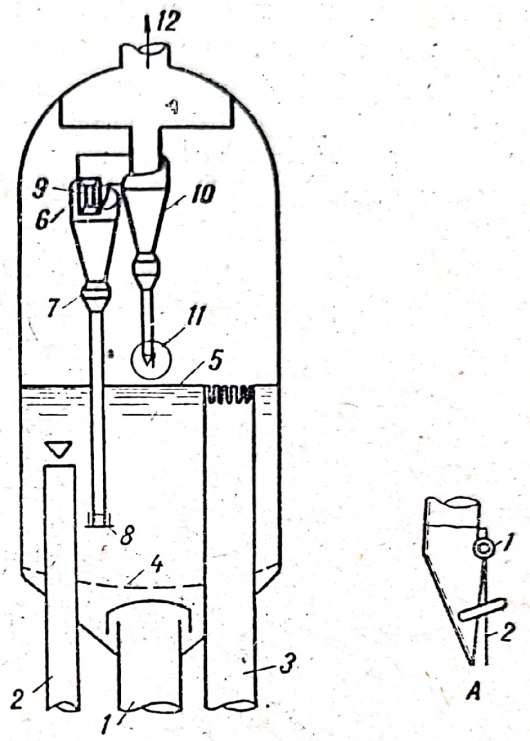


Fig. 96. Dispoziția cicloanelor în regenerator (modelul IV de instalație F.C.C.):
1 — intrarea aerului; *2* — intrarea amestecului de catalizator și aer; *3* — ieșirea catalizatorului; *4* — placă de distribuție; *5* — nivelul nominal al stratului; *6* — primul ciclon; *7* — degajare de siguranță; *8* — șicană împotriva bulelor de gaz; *9* — intrarea în primul ciclon; *10* — cel de-al doilea ciclon; *11* — detaliu *A*; *12* — ieșirea aerului.
Detaliul A — valvă specială pentru închiderea piciorului celui de-al doilea ciclon; *1* — articulație; *2* — clapetă.

Piciorul ciclonului este afundat mult sub nivelul stratului pentru a se evita pierderile de catalizator care ar avea loc la pornirea instalației, cînd stratul nu este suficient de expandat ca să asigure închiderea piciorului ciclonului. Gura de descărcare a piciorului este asigurată cu o șicană contra bulelor care eventual ar intra chiar în piciorul ciclonului. Intrarea bulelor ar tulbura funcționarea normală a ciclonului. Secțiunea piciorului ciclonului trebuie să fie suficient de mare pentru a se evita înfundarea acestuia (fapt frecvent la piloți, tocmai din cauză că spațiul redus nu permite o secțiune mare pentru piciorul ciclonului).

Calitatea fluidizării este al doilea factor care condiționează o recuperare eficace a pulberii antrenate prin cicloane. Pe de altă parte, calitatea fluidizării este strîns legată de distribuția granulometrică

Scanned with OKEN Scanner

a solidului. Acestei probleme i s-a dat o importanță deosebită în tehnică, în ultimul timp imaginîndu-se și metode care să corecteze pierderile preferențiale din spectrul granulometric. O fluidizare proastă conduce la o antrenare mai mare de pulbere, ceea ce este echivalent cu o supraîncărcare a cicloanelor. În momentele de supraîncărcare, cicloanele lasă să treacă o parte din pulbere. Dacă fluctuațiile de nivel ale stratului sînt mari și descoperă extremitatea inferioară a piciorului ciclonului, atunci se petrece fenomenul cel mai periculos al transformării piciorului ciclonului într-o conductă de urcare a pulberii, prin care poate avea loc golirea întregului vas în cîteva

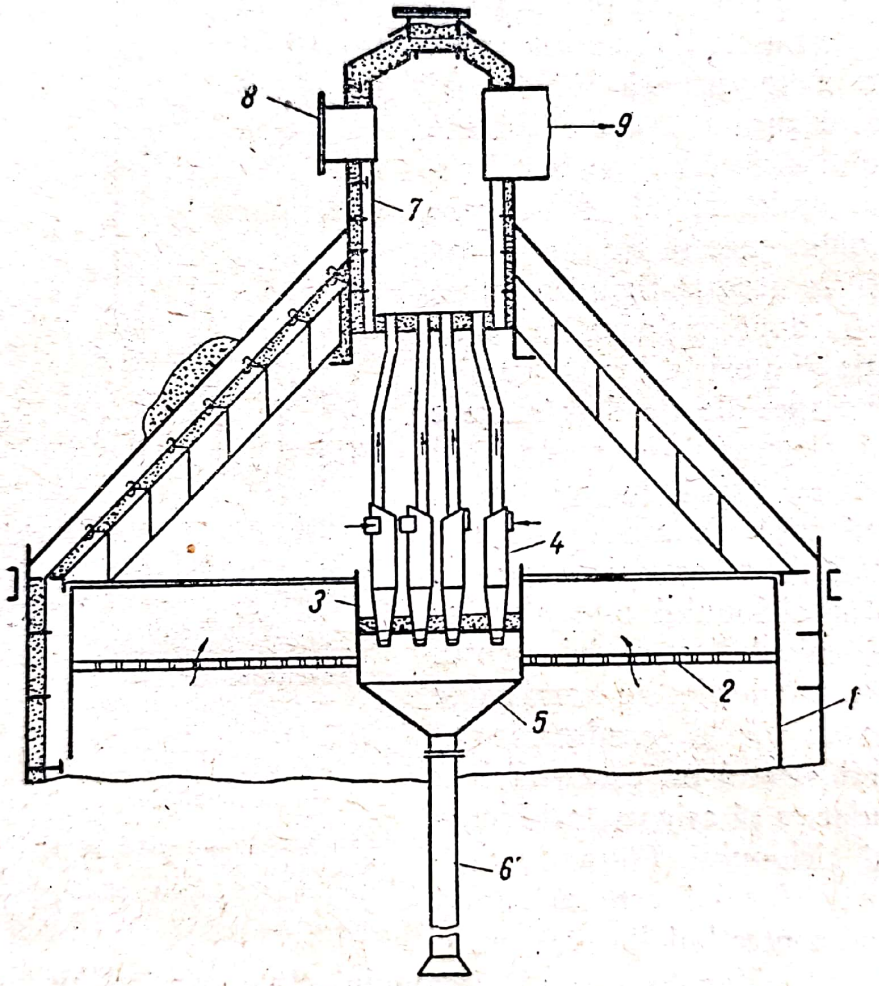


Fig. 97. Multiciclon montat la regenerator:
1 — corpul regeneratorului; *2* — grătar; *3* — camera multicicloanelor; *4* — element de multiciclon; *5* — cameră de colectare a prafului; *6* — piciorul multiciclonului; *7* — cameră de colectare a gazului; *8* — gură de vizitare; *9* — ieșirea vaporilor.

minute. Acest accident se întîmplă foarte rar, fiindcă piciorul ciclonului este imersat adînc în strat, tocmai pentru a preveni accidentul și a micșora pierderile la pornirea instalației.

Scanned with OKEN Scanner

Multicicloanele au o eficacitate mai ridicată şi au fost întrebuinţate pe scară largă la instalaţiile de cracare catalitică în strat fluidizat. În fig. 97 este redat montajul unui multiciclon la un regenerator. Eroziunea pronunţată a elementelor de ciclon a dus la înlocuirea treaptă a multicicloanelor cu două sau trei cicloane în serie. Eficacitatea ridicată a multicicloanelor se datoreşte diametrului mic al elementelor constitutive a bateriei.

Filtrele Cottrel sînt întrebuinţate după cicloane, cînd este necesar să fie reţinute ultimile urme de praf din gazele de ardere din regenerator. Ele sînt aranjate pentru curgerea orizontală a gazelor, iar praful separat este cules în rezervoarele aşezate sub filtru. Pentru o funcţionare normală, temperatura gazelor care intră în filtre nu trebuie să depăşească 300°C. Pentru obţinerea unei temperaturi de 250°C a gazelor arse ce ies din economizor cu 350°C se instalează un umector, unde datorită pulverizării apei în gaze (în proporţie de 20—25% vapori în volume) se obţine scăderea necesară de temperatură. Filtrul Cottrel poate atinge o eficacitate de 96%. Consumul de energie electrică este însă ridicat, ceea ce limitează întrebuinţarea lor.

În cazul reactoarelor, după cicloane se întrebuinţează scrubere. Avînd în vedere că vaporii trec mai departe la instalaţiile de fracţionare, unde are loc un fenomen analog cu cel din scrubere, uneori se poate renunţa la scrubere. Pulberea se recuperează sub formă de şlam la baza coloanelor de fracţionare şi este întoarsă cantitativ în reactor, unde este pulverizată.

S t e l a j u l ş i m a t e r i a l u l d e c o n s t r u c ţ i e. Instalaţiile de fluidizare catalitică şi mai ales cracarea catalitică au pus probleme foarte grele din cauza înălţimii mari necesitate de conductele de coborîre, ceea ce duce la urcarea reactorului şi mai ales a regeneratorului (care are o presiune mai mică deasupra stratului decît presiunea de deasupra stratului din reactor) la înălţimi foarte mari. Vîntul, greutatea mare din cauza capacităţilor foarte mari a vaselor şi trepidaţiile au constituit piedici serioase care au fost învinse. Cu timpul însă, prin cunoaşterea mai bună a fenomenului, s-a ajuns să se proiecteze aparate cu o presiune hidrostatică a conductelor de coborîre mult mai mică, fără ca să existe pericolul curgerii inversate. În felul acesta, înălţimea totală a instalaţiilor de cracare catalitică în strat fluidizat a putut fi coborîtă de la 48 la 25 m.

Materialul de construcţie nu are nimic special. Regeneratorul se căptuşeşte cu blocuri de azbest şi cu cărămizi refractare

A p a r a t e l e d e m ă s u r a t, d e r e g l a r e ş i a u t o m a t i z a r e. Nu se poate concepe o instalaţie de cracare în strat flui-

Scanned with OKEN Scanner

dizat care să se dispenseze de o automatizare înaintată. Pentru descrierea dispozitivelor de măsurat, de reglare și automatizare, v. cap. VII.

Instalații de cracare catalitică a produselor petroliere. O caracteristică importantă a instalațiilor de cracare catalitică o constituie faptul că, în afară de primul tip la care s-a renunțat repede, instalațiile construite la început funcționează încă în mod satisfăcător din punct de vedere tehnologic și economic. Aceasta înseamnă că noile modele mai perfecționate au plasat procedeul mult peste celelalte procedee de cracare (strat fix și mobil). Prima instalație construită opera cu evacuarea pe sus bazată pe o antrenare din strat; praful era separat în cicloane din care cădea într-un rezervor și apoi prin intermediul unei conducte de coborîre, într-o conductă de urcare. Viteza de trecere a gazelor prin strat era de 10—15 m/s, ceea ce arată că avea loc o antrenare totală ca și în conductele de urcare. Greutatea specifică a stratului în reactor și regenerator era de 16—32 kgf/m^3 și se foloseau vase excesiv de înalte. Acest tip a fost experimentat în doi piloți de 0,3 m^3/zi și de 16 m^3/zi.

Prima instalație a fost proiectată și pusă în operație la Baton Rouge în 1942. Instalația era grevată însă de unele defecte din cauza antrenării excesive. Sistemul de cicloane urmat de filtrele Cottrel era foarte costisitor, iar circulația catalizatorului limitată, astfel încît nu se puteau folosi din plin avantajele stratului fluidizat, pentru transferul de căldură fiind necesare schimbătoare de căldură mari (preîncălzirea alimentării și răcirea catalizatorului). Flexibilitatea operației era limitată în mod substanțial de: timpul de staționare a solidului, de viteza gazelor în reactor și de înălțimea reactorului necesară realizării timpului de contact.

E. V. Murphree și C. L. Brown [36] descriu instalația industrială care producea direct benzine cu indice octanic de 92—94. Cu toate că stratul fluidizat nu avea calitatea stratelor din instalațiile moderne, totuși el nu avea un gradient mai mare de 2°C în interiorul său. Materia primă era preîncălzită pe seama gazelor de reacție rămînînd însă un excedent de căldură în regenerator care era preluat de schimbătorul de căldură tubular plasat în regenerator și în care se producea abur. Întreaga instalație era automatizată și raportul solid/gaz era controlat de un mecanism acționat de schimbările în greutatea specifică a amestecului. Temperaturile de lucru erau de 430—540°C în reactor și 540—650°C în regenerator.

Al doilea tip de instalație este cel clasic. Acest tip a fost pilotat în primul rînd de o instalație de cca. 45 m înălțime formată numai dintr-o conductă de urcare și una de coborîre și apoi de pilotul de 16 m^3/zi modificat [37]. Acești piloți au permis perfect pilotarea instalației

Scanned with OKEN Scanner

industriale. Deosebirea principală față de tipul descris anterior constă în evacuarea pe jos a catalizatorului din faza densă, fiind posibile astfel debite mari de transport. În același timp se reduce foarte mult cantitatea de solid antrenată de gaze (aproximativ 1% din cantitatea care circulă), fiind posibilă separarea cu ajutorul a două sau maximum trei cicloane în serie, cu o mare eficacitate de separare. Debitele de circulație ale catalizatorului pot fi variate între limite mari, astfel încît se poate întrebuința întreaga căldură dezvoltată în regenerator. Prin evacuarea catalizatorului pe la fundul reactorului, înălțimea stratului poate fi aleasă și menținută după voie, putîndu-se deci stabili timpul de contact și gradul de transformare.

Din punct de vedere al curgerii, tipurile următoare păstrează aceleași caracteristici, însă experiența instalațiilor construite a dus la o serie de modificări, care au avut ca scop principal reducerea investițiilor, a costului de exploatare și simplificarea instalațiilor. S-a realizat o circulație mai bună a catalizatorului, astfel încît bilanțul termic a devenit mult mai bun, permițînd să se reducă necesitatea preîncălzirii alimentării și a răcirii regeneratorului. De asemenea, filtrele Cottrel, scumpe, au fost înlocuite cu cicloane. Cele mai importante îmbunătățiri au fost făcute pe următoarele căi: micșorarea înălțimii instalației, eliminarea unei conducte de urcare, micșorarea scheletului de fier și a spațiului necesar și eliminarea valvelor alunecătoare.

Eliminarea unei conducte verticale s-a făcut prin suprapunerea vaselor, fapt care a dus și la micșorarea scheletului de fier. Într-o

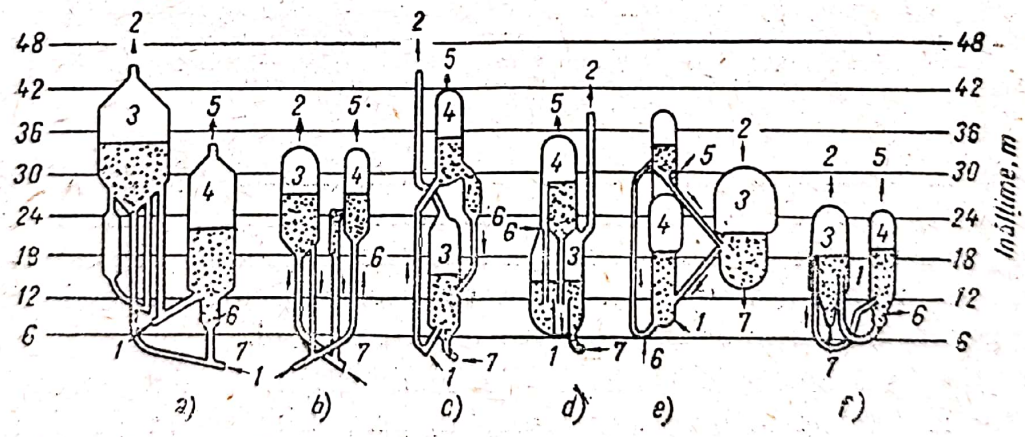


Fig. 98. Evoluția instalațiilor de cracare în strat fluidizat:
a — modelul II; *b* — modelul III cu echilibrarea presiunilor; *c* — modelul Aurora; *d* — tipul Ortoflow; *e* — tipul Shell; *f* — modelul IV Esso.
1 — alimentare; *2* — gaze de ardere; *3* — regenerator; *4* — reactor; *5* — produse cracate; *6* — abur pentru stripping; *7* — aer.

ultimă realizare, cea mai modernă, s-au putut elimina valvele de reglare a debitului catalizatorului. S-au realizat de asemenea îmbunătățiri din punct de vedere mecanic, reducerea eroziunii printr-o proiectare

Scanned with OKEN Scanner

adecvată a conductelor de transport, perfecționarea stripper-ului și simplificarea controlului.

În fig. 98 se arată evoluția schemei de realizare și înălțimea aproximativă a instalațiilor de cracare catalitică a produselor petroliere în strat fluidizat. Primul tip *a* reprezintă instalația din perioada de

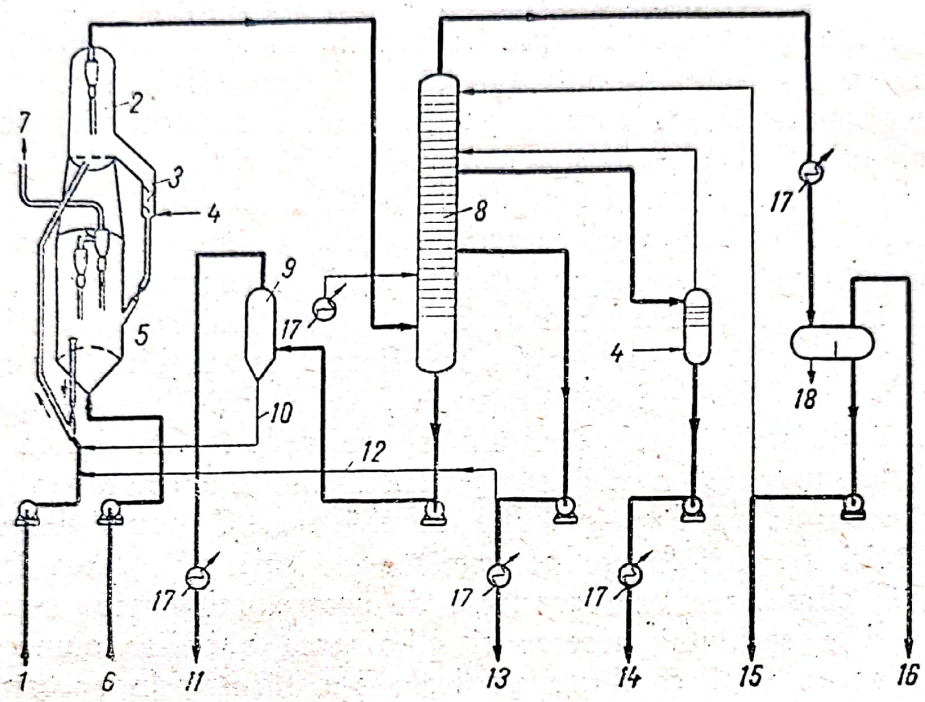


Fig. 99. Instalație de cracare cu vase suprapuse tip U.O.P.:
1 — alimentare; *2* — reactor; *3* — stripper; *4* — abur; *5* — regenerator; *6* — aer; *7* — gaze de ardere; *8* — coloană de fracționare; *9* — decantor de noroi de catalizator; *10* — noroi de catalizator; *11* — motorină grea de cataliză; *12* — reciclu; *13* — motorină medie de cataliză; *14* — motorină ușoară; *15* — benzină nestabilizată; *16* — gaze umede; *17* — răcitoare; *18* — apă.

război, cu evacuarea prin partea inferioară (model II). Se observă răcitorul tubular de pulbere al regeneratorului în care pulberea este răcită, trecînd prin țevi, de către apa care circulă printre țevi, transformîndu-se în abur (v. fig. 87). Acest tip are înălțimea cea mai mare, iar regeneratorul este așezat mai sus decît reactorul.

În fig. 98 *b* este redată o instalație (model III) la care regeneratorul a putut fi coborît la nivelul reactorului, prin echilibrarea presiunilor din reactor și regenerator și la care stripping-ul se efectuează separat.

În fig. 98 *c* este redată instalația cu vasele suprapuse (tipul Aurora al firmei U.O.P.) iar în fig. 98 *d* tipul Ortoflow. La acest din urmă tip, înălțimea totală depășește cu foarte puțin înălțimea tipului *b* cu vase alăturate. În fig. 98 *e* este redată instalația tip Shell și în *f* modelul IV Esso. În fig. 99 este redată schema detaliată a tipului Aurora U.O.P., aplicată la cracarea catalitică, iar în fig. 100, cea a modelului IV.

Scanned with OKEN Scanner

Sistemul U.O.P. se caracterizează ca şi cel Ortoflow prin suprapunerea vaselor. În felul acesta se elimină o conductă de urcare, în sensul că din vasul de sus catalizatorul curge direct în cel de jos printr-o conductă de coborîre. Conducta aceasta este exterioară şi posedă o porţiune de stripping cu şicane. Reactorul şi regeneratorul sînt integrate într-o construcţie exterioară de forma unei coloane unice. Sistemul este avantajos din punct de vedere al cheltuielilor de investiţii şi de operare, obţinîndu-se în acelaşi timp produse de calitate superioară la conversii mari. Prima instalaţie industrială de acest tip a fost pusă în funcţiune în anul 1947 [38]. În 1949 se găseau în construcţie 9 unităţi de acest tip, cu o capacitate de prelucrare totală de aproximativ 12 800 m^3/zi.

Modelul IV Esso se caracterizează printr-o concepţie cu totul nouă în ceea ce priveşte aparatura de transport a solidului de la un vas la

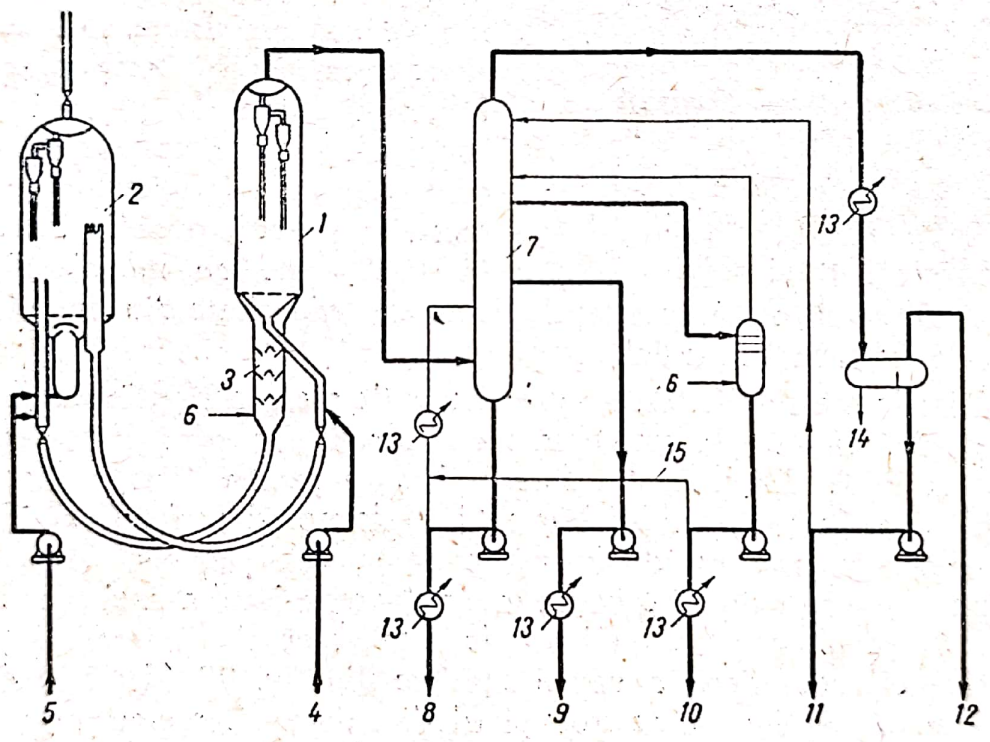


Fig. 100. Instalaţie de circulaţia pulberii, model IV:
1 — reactor; *2* — regenerator; *3* — stripper; *4* — alimentare; *5* — aer pentru combustie; *6* — abur; *7* — coloană de fracţionare; *8* — motorină grea de cataliză; *9* — motorină medie de cataliză; *10* — motorină uşoară de cataliză; *11* — benzină nestabilizată; *12* — gaze umede; *13* — răcitoare; *14* — apă; *15* — reciclu.

celălalt. Conducta de coborîre se continuă cu cea de urcare, formînd o conductă unică curbă care nu posedă nici o valvă de control (de fapt există valve, însă ele sînt în mod obişnuit deschise complet). Pe o porţiune a ei se suflă mediul gazos de transport, care schimbînd greutatea specifică a fazei solide pe această porţiune, provoacă

coborîrea pulberii în porțiunea fără aerare (mai densă). În felul acesta se stabilește circulația solidului.

Marele avantaj al acestui sistem este că se obține asigurarea împotriva curgerii inversate fără ajutorul valvelor. Într-adevăr, în momentul în care (fig. 101) din diferite cauze, crește presiunea în porțiunea de urcare a pulberii și gazul de transport ar avea tendința să se întoarcă spre vasul interzis, curgerea solidului în conductă se oprește prin faptul că presiunea gazului formează un dop de pulbere, care împiedică drumul inversat. Circulația se restabilește de la sine în momentul în care presiunea scade la valoarea sa normală. Acest sistem și-a dovedit superioritatea prin funcționarea neîntreruptă timp de 14 luni și, în condiții optime, a instalației industriale de la Destrehan. Înălțimea acestei instalații, pusă în funcțiune în 1952, este de numai 28,5 m față de 39 m cît aveau instalațiile de aceeași capacitate din timpul celui de-al doilea război mondial.

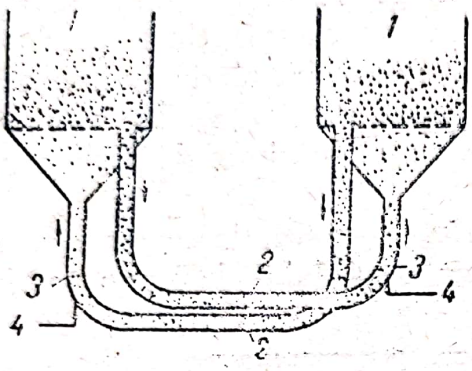


Fig. 101. Principiul circulației solidului la modelul IV:

1 — vase de fluidizare; *2* — porțiunea cu fază densă din conductele de legătură; *3* — porțiunea cu fază diluată din aceleași conducte; *4* — suflarea agentului de transport.

Vitezele mari de fluidizare contribuie, de asemenea, prin micșorarea diametrului vaselor, la stabilirea unui cost de investiții foarte scăzut. Unitatea de la Destrehan a fost proiectată pentru 1920 m^3/zi, însă funcționează la 2400 m^3/zi foarte bine, dovedind astfel flexibilitatea deosebită a acestui tip de instalație de cracare catalitică. Pierderile de catalizator au putut fi coborîte la o valoare în jurul a unei tone pe zi. O justă granulometrie a pulberii de catalizator cît și întrebuințarea, la cicloanele secundare, a valvei speciale din fig. 96 (detaliul *A*) au contribuit la obținerea acestor pierderi reduse. Curgerea prin conductele de legătură este bine studiată și granulația optimă a catalizatorului pentru obținerea unei asemenea curgeri este stabilită prin folosirea unei metode de lucru, care definește calitatea în funcție de un index de fluiditate. Circulația catalizatorului poate varia între 20 și 30 tone pe minut, fără nici o dificultate. Problema arderii ulterioare a oxidului de carbon la bioxid de carbon, care ar provoca o ridicare exagerată a temperaturii gazelor în vîrful regeneratorului și ar duce la topirea cicloanelor, este rezolvată printr-o reglare automată a injecției de apă, prin dușuri în diferite puncte în partea superioară a regeneratorului, inclusiv la intrarea în primul ciclon.

Scanned with OKEN Scanner

Se dau mai jos cîteva date referitoare la funcţionarea instalaţiei şi informaţii asupra catalizatorului şi a calităţii produsului:

Alimentarea, m^3/zi	2500
Temperatura reactorului, °C	500
Presiunea în reactorul, ats	0,74
Viteza de fluidizare în reactor, m/s	0,63
Circulaţia catalizatorului, t/min	28,4
Raportul catalizator/alimentare (solid/gaz, în greut.)	15,6
Viteza spaţială, 1/h	1,43
Temperatura regeneratorului, °C	580
Presiunea în regeneratorul, ats	0,88
Viteza de fluidizare în regenerator, m/s	0,66
Cărbune pe catalizator, % greutate:	
— regenerat	0,50
— uzat	0,81
Indice octanic CFR-R al produsului	90,3

Capacitatea instalaţiilor de cracare catalitică. Cele mai multe instalaţii de cracare sînt construite pentru capacitatea de prelucrare de 2 400 m^3/zi. Există însă şi instalaţii care tratează 6 400 m^3/zi. Ultima unitate construită, de tipul Ortoflow, are o capacitate de prelucrare de 16 300 m^3/zi, fiind actualmente cea mai mare unitate de cracare de oricare tip (strat fix, mobil sau fluidizat).

Capacitatea de prelucrare a instalaţiilor de cracare catalitică în strat fluidizat era, în anul 1950, 240 000 m^3 de materie primă pe zi.

Catalizatorul şi prepararea lui. Catalizatorii întrebuinţaţi sînt geluri de silice şi alumină şi argile activate ca bauxita, bentonita etc. Ei pot fi naturali sau sintetici. Cei naturali sînt mai ieftini însă sînt mai neuniformi în calitatea şi în comportarea lor la temperatură şi la variaţia alimentării. De asemenea, în amestec cu catalizatorul principal, se utilizează promotori, care sînt oxizi de metale (Ca, Mg, Cr, V, Zr etc.). Aceste adaosuri pot fi amestecate intim în mod mecanic cu catalizatorul principal sau se impregnează gelurile de silice sau alumină cu soluţiile de săruri ale acestor metale, care sînt trecute apoi în oxizi. O altă metodă constă în coprecipitarea acestor oxizi de metale cu gelul de silice sau alumină. În general, tendinţa este să se pună la punct catalizatori care să provoace o depunere mai mică de cărbune, pentru că arderea acestuia decide capacitatea regeneratorului, care la rîndul său limitează capacitatea întregii instalaţii.

În prezent, catalizatorii sintetici sînt cei mai importanţi, prin stabilitatea efectului lor catalitic şi a cifrei octanice mare a benzinelor obţinute. Catalizatorii sintetici pot fi daţi ca pulbere sau în formă de microsfere. Această ultimă formă se întrebuinţează din ce în ce mai mult din cauza eroziunii reduse a instalaţiei cît şi a catalizatorului însuşi. Se cercetează continuu metode noi pentru obţinerea de cata-

Scanned with OKEN Scanner

lizatori de formă și calități fizice astfel alese, încît problemele mecanice și de consum de catalizator să fie rezolvate cît mai bine. Catalizatorul de formă sferică permite, de exemplu, eliminarea filtrului electric, a scruberului de ulei și a pompelor de noroi.

Produsele obținute. Benzina de cracare catalitică ridică anumite probleme de tratare ulterioară. Benzina aceasta este mai stabilă decît benzinele de cracare termică, însă conține concentrații mici de tiofenoli și alți acizi. Tiofenolii au o influență negativă asupra stabilității la depozitare (formare de gume) însă din fericire se pot elimina foarte ușor prin neutralizare cu sodă caustică. Conținutul în mercaptani a benzinei de cracare catalitică este extrem de scăzut. Benzinele obținute cu catalizatori de silice-alumină au cifra octanică cea mai mare, însă se obțin în schimb cu randamentul cel mai mic, în timp ce catalizatorul de silice-magnezie dă un randament mult mai mare în benzină, însă cu o cifră octanică inferioară. Cu catalizatorul natural se obțin benzine cu cifre octanice și cu randamente intermediare. Marele avantaj al instalațiilor de cracare în strat fluidizat este conducerea crăcării cu ușurință în sensul dorit și anume, pentru obținerea unei producții mai mici de benzină și o producție mai mare de combustibil special, astfel cum este tendința actuală a cererii pieții. Acest regim de funcționare are loc la conversie intermediară de 55—65%, prin reglarea cantității de catalizator în zona de reacție [39].

Punerea în funcțiune și oprirea instalației. Catalizatorul proaspăt se aduce în camioane sau împachetat în saci. Transportul lui în rezervoarele de înmagazinare se face pneumatic, prin aspirație printr-o țeavă a cărei intrare se află chiar lîngă linia de descărcare a catalizatorului, acesta fiind aspirat direct cu un știuț mobil din masa de catalizator din camion. Preluarea catalizatorului se poate face și într-un rezervor intermediar în care se golesc sacii cînd catalizatorul vine sub forma aceasta. Linia de aspirație trece printr-un separator cu filtre-saci situat deasupra rezervoarelor de catalizator și care separă catalizatorul de aerul de transport. Cu ajutorul unui alimentator rotativ, catalizatorul este lăsat să cadă prin greutatea proprie într-un transportor orizontal, care îl transportă fie în rezervorul de catalizator uzat, fie în cel de catalizator proaspăt, după dorință. Înainte de a introduce catalizatorul în instalație este necesar ca aceasta să aibă o temperatură superioară punctului de rouă pentru a preveni formarea unui noroi de catalizator, care ar putea bloca pornirea circulației catalizatorului. Instalația este preîncălzită în acest scop cu ajutorul unui încălzitor de aer înserat în sistemul de transport al catalizatorului. Aerul este încălzit la 500°C prin amestecarea sa cu gaze calde de ardere, care circulă astfel prin toată instalația, încălzind-o Catalizatorul este preluat de curentul de gaze din rezervorul respectiv

Scanned with OKEN Scanner

și intră în conducta de urcare cu catalizator uzat, fiind introdus de curentul de aer în regenerator, unde este lăsat să formeze stratul fluidizat de înălțime fixată. De îndată ce se atinge temperatura de combustie, se injectează combustibil lichid direct în strat. Se diminuează apoi preîncălzirea aerului. În continuare, se deschide valva alunecătoare de sub regenerator și catalizatorul este transferat în reactor cu ajutorul unui amestec de abur și gaz de rafinărie. După ce se formează stratul fluidizat și în reactor, se deschid valvele de catalizator din conducta de coborîre a reactorului și aerul este întors în conducta de urcare a catalizatorului uzat.

Temperatura reactorului crește cu timpul, din cauza circulației complete și intense, atingînd la un moment dat o valoare cînd se poate introduce hidrocarbura lichidă în conducta de urcare ce duce în reactor. Catalizatorul necesar compensării pierderilor poate fi transferat din oricare din rezervoare, cu ajutorul unui sistem de conducte de coborîre, valve alunecătoare și conducte de urcare cu aer.

Cînd instalația de cracare catalitică în strat fluidizat trebuie să fie oprită, catalizatorul nu este lăsat în sistem, deoarece din cauza marei înălțimi a vaselor tasarea straturilor inferioare este foarte importantă și ar provoca tulburări la pornire. Din această cauză și din faptul că prezența catalizatorului în vase nu ar permite inspectarea normală a interiorului vaselor, catalizatorul este transferat în silozul de catalizator uzat prin intermediul unei linii de transport pneumatic, care trece printr-un răcitor special unde catalizatorul se răcește la circa 150°C. Dacă sistemul posedă un răcitor de catalizator prin recirculare, răcirea catalizatorului se efectuează în acest mod, fără să mai fie necesar răcitorul special. Catalizatorul este descărcat din toate punctele instalației, nu numai din vasele propriu-zise (de exemplu și din filtrele electrice) tot cu ajutorul aceluiași sistem de conductă de coborîre—valvă—conductă de urcare. Resturile de catalizator rămase în instalație sînt evacuate cu ajutorul unui curățitor cu vid.

U t i l i t ă ț i. Utilitățile necesare pentru o instalație de model vechi (1946) cu o capacitate de cracare de 300 m^3/zi motorină la o conversie de 60% sînt următoarele:

	kg/h	t/t materie primă
1. Abur necesar (10 atm):		
pentru pompe	1 370	0,127
pentru stripping	450	0,042
Total necesar	1 820	0,169
Abur produs (10 atm) de generatorul de pe conducta de produs de fund a coloanei .	2 500	0,232
Abur producție netă	680	0,063

Scanned with OKEN Scanner

		kW	kWh/t
2.	Curent electric	15	1,4
3.	Combustibil necesar:	kcal/h	
	pentru compresorul de gaz	760	
	pentru compresorul de aer	1 260	
	Total necesar	2 020	
4.	Apă de răcire (temp. max. de intrare 30°C):	m³/h	m³/t
	Condensatorul principal	57	5,8
	Răcirea compresorului de gaze	34	3,1
	Răcitoarele de motorină	23	2,1
	Total	114	11,0

Factorii enumerați, ca și alții, intervin în stabilirea prețului de cost cu următoarele cote părți în procente:

Catalizatorul	25
Salariile (5 oameni)	20
Taxele, redevența, asigurarea	22
Întreținerea, materialele	19
Combustibilul, apa, energia electrică, aburul	8
Chimicalele, laboratorul etc.	6
Total	100

Bilanțul termic. În fluidizarea cu circulație, catalizatorul are trei roluri: 1) să servească drept catalizator în reacția de cracare; 2) să transporte cărbunele de la reactor la regenerator pentru a fi regenerat și 3) să aducă în reactor căldura necesară reacției de cracare, căldură produsă prin arderea cărbunelui în regenerator.

Ca orice proces în care are loc un schimb de căldură, bilanțul termic se suprapune peste cel de materiale și cel de presiuni. În calcul se stabilește în primul rînd bilanțul de materiale care rezultă din producția cerută și din mersul reacției (conversie, selectivitate, puritatea materiei prime etc.). Bilanțul de presiuni și cel termic se calculează în general împreună, pentru că sînt într-o strînsă corelație la fluidizarea cu circulație. În reactor, căldura este adusă de catalizatorul cald din regenerator și temperatura este menținută constantă, mai ales prin variația ritmului de circulație a catalizatorului între cele două vase. Această variație însă atrage după sine schimbarea pierderilor de presiune și deci alterarea bilanțului de presiuni. Sursa de căldură este asigurată prin arderea cărbunelui depus pe catalizator, sursă care nu poate fi mărită după voie fără a se ajunge la dimensiuni exagerate pentru regenerator sau temperaturi prohibitive la ardere, temperaturi care ar dăuna activității catalizatorului. Rezultă de aici că cele două bilanțuri, termic și de presiuni, trebuie să aibă limite suficient de mari pentru a putea fi întotdeauna valabile simultan, aceasta cu atît mai mult cu cît mai sînt și alte multe variabile, care deși țin de unul din bilanțuri,

Scanned with OKEN Scanner

nu pot fi totuşi modificate fără a exercita o influenţă asupra celuilalt bilanţ. Cei mai importanţi factori care influenţează bilanţul termic sînt: 1) caracteristicile materiei prime; 2) temperatura de preîncălzire a acesteia; 3) conversia şi temperatura din reactor, produsele dorite, activitatea catalizatorului; 4) temperatura pe care o poate suporta catalizatorul la regenerare fără a se dezactiva; 5) capacitatea de ardere a regeneratorului; 6) ritmul de circulaţie a catalizatorului între cele două vase; 7) diferenţa de temperatură între cele două vase.

Capacitatea de ardere a cărbunelui în regenerator este de obicei factorul limitativ de bază care decide capacitatea maximă de prelucrare a instalaţiei. Această capacitate este condiţionată de preluarea căldurii dezvoltate prin ardere. Preluarea se face printr-un mijloc direct, care constă în transferarea cantităţii de căldură necesară reactorului (prin circulaţia catalizatorului de la regenerator la reactor) şi prin mijloace indirecte şi anume prin cuplarea la regenerator a unui schimbător de căldură tubular exterior, în care se produce abur pe seama căldurii cedate de pulberea de catalizator care circulă prin ţevi. Altă variantă foloseşte schimbătoare de căldură imersate în stratul de catalizator din regenerator şi care produc de asemenea abur. În nici unul din tipurile de schimbătoare descrise nu se preîncălzeşte materia primă, din cauza pericolului de explozie datorită eventualelor neetanşeităţi.

b) **Hidroformarea în strat fluidizat.** Printre diferitele metode de reformare catalitică, hidroformarea este singura care aplică tehnica stratului fluidizat.

Reformarea catalitică constă dintr-o modificare a compoziţiei benzinelor de distilare primară — provenite din ţiţei brut — sau a benzinelor de cracare termică, în sensul adaptării lor cerinţii din ce în ce mai exigente impuse de motoarele cu explozie moderne. Este vorba de reducerea conţinutului de hidrocarburi parafinice sau olefinice normale din aceste benzine şi transformarea lor în hidrocarburi care nu prezintă tendinţa de ciocănire, ca de exemplu hidrocarburi aromatice sau hidrocarburi ramificate, cu o catenă normală scurtă. Operaţia de reformare catalitică este deci, din punct de vedere al chimismului, o suprapunere de reacţii de izomerizare, dehidrociclizare şi hidrogenare care conduc global la îmbogăţirea în hidrocarburi aromatice şi izoparafinice a benzinei iniţiale. Procesul nu se aplică astăzi numai în scopul măririi cifrei octanice a benzinelor de aviaţie, ci chiar şi în vederea preparării de hidrocarburi aromatice (benzen, toluen ş. a.).

Fluidizarea a fost aplicată la reacţia de hidroformare în urma succeselor pe care le-a repurtat introducerea acestei noi tehnici în craca-rea catalitică a petrolurilor. S-au scontat următoarele avantaje:

Scanned with OKEN Scanner

— instalația în strat fluidizat va comporta o aparatură mai simplă decît procesul în strat fix și în consecință vor rezulta investiții mai scăzute și un cost de operare mai mic;

— instalația în strat fluidizat va permite operarea continuă a procesului în condiții izoterme, cu regenerarea continuă a catalizatorului;

— instalația în strat fluidizat va menaja catalizatorul în perioada de regenerare printr-un control sever al condițiilor din regenerator și în consecință va contribui la lungirea vieții catalizatorului.

Această superioritate prezumată a procesului în strat fluidizat față de procesul în strat fix a fost pe deplin confirmată de experiență. În plus, față de avantajele și economiile anticipate pe considerentul operării izoterme, procedeul în strat fluidizat aduce o îmbunătățire importantă din punct de vedere al randamentului procesului. Indiferent de natura catalizatorului (pe bază de molibden sau platină), procedeul în strat fluidizat produce cu 5% mai multă gazolină decît procedeul în strat fix [15] ca o consecință a micșorării randamentului în gaz. De asemenea, procedeul în strat fluidizat este foarte elastic în privința compoziției și punctului de fierbere al alimentării și este capabil să producă benzine cu cifră octanică mai mare, fără alte dezavantaje majore.

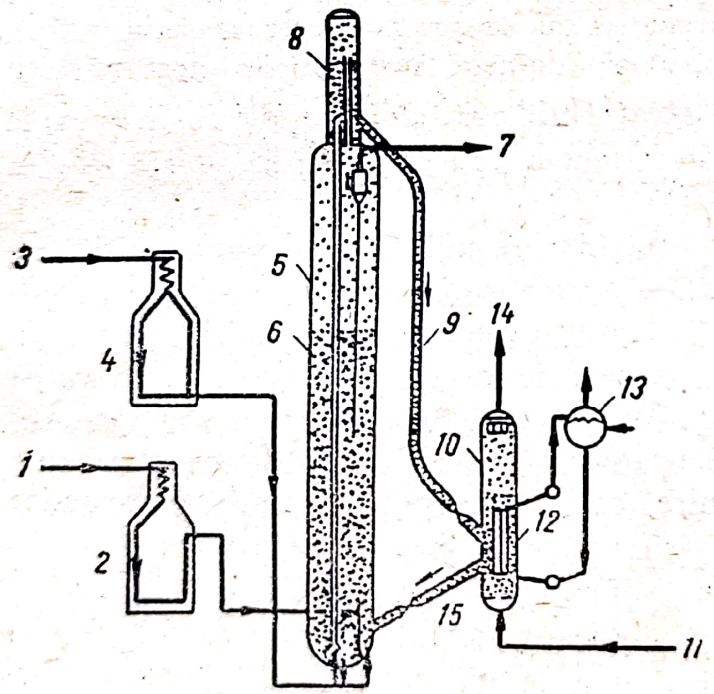


Fig. 102. Hidroformarea în strat fluidizat:
1 — alimentare; *2* — preîncălzirea alimentării; *3* — gaze de reciclu; *4* — preîncălzitor al gazelor de reciclu; *5* — reactor; *6* — conductă de urcare; *7* — produs hidroformat spre stația de fracționare și stabilizare; *8* — rezervor; *9* — conductă de coborîre a catalizatorului uzat; *10* — regenerator; *11* — aer pentru regenerare; *12* — schimbător de căldură, generator de abur; *13* — boiler; *14* — ieșirea gazelor arse; *15* — conductă de coborîre a catalizatorului regenerat.

Nevoia mereu crescîndă a unor combustibili lichizi din ce în ce mai buni pentru motoarele cu raport mare de compresiune, a adus hidroformarea în fruntea proceselor de rafinare a petrolurilor.

Procesul de hidroformare în strat fluidizat este reprezentat în fig. 102. Benzină supusă reformării se preîncălzește la 510°C și se introduce în reactor împreună cu un reciclu de gaze de reacție, bogat în hidrogen și preîncălzit la 700°C. Reformarea are loc la o presiune de 18 kgf/cm^2

în prezență de catalizatori de molibden sau platină. Hidrocarburile și hidrogenul rezultat din reacție se desprăfuiesc în două cicloane în serie și intră apoi în secțiunea de separare, unde prin fracționare se separă gazolina.

Catalizatorul din reactor este în permanență împrospătat cu catalizator regenerat venit din regenerator. În mod constant, o cotă din el este scoasă din spațiul de reacție și transportată pneumatic într-un rezervor plasat în capul reactorului, unde curge printr-o conductă de coborîre în regenerator. Aici cărbunele depus arde cu aer la o presiune de 18 kgf/cm^2 și o temperatură de 593°C. Excesul de căldură se scoate din sistem prin imersarea în stratul fluidizat din regenerator, a unor țevi fierbătoare. Temperatura din regenerator se controlează prin schimbarea nivelului catalizatorului în regenerator și, în consecință, prin modificarea gradului de scufundare al răcitorului tubular în strat. Viteza de recirculare a catalizatorului se reglează prin debitul de gaz de reciclu injectat în conducta de urcare a catalizatorului uzat în regenerator.

c) **Extragerea petrolului din șisturi și nisipuri bituminoase.** O parte importantă din bituminele naturale se găsesc amestecate cu

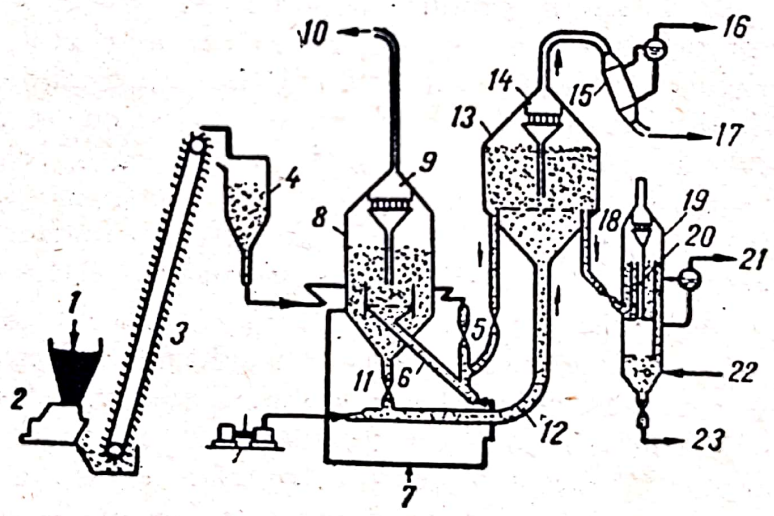


Fig. 103. Extragerea petrolului din șisturile bituminoase:
1 — materie primă; *2* — măcinarea rocii; *3* — elevator; *4* — rezervor de materie primă sub formă de pulbere; *5* — confluența celor două conducte de coborîre (din retorta *8* și din încălzitorul *13*); *6* — conductă de urcare a materiei prime și a unei părți din materialul ars; *7* — abur; *8* — retortă de distilare; *9* — ciclon; *10* — ieșirea produsului distilat din șist; *11* — conductă de coborîre; *12* — conductă de urcare; *13* — retortă de calcinare; *14* — ciclon; *15* — cazan de abur; *16* — abur obținut; *17* — gaze de ardere; *18* — conductă de coborîre; *19* — răcitor de șist consumat; *20* — schimbător de căldură indirect; *21* — abur produs de șistul consumat; *22* — apă de răcire injectată direct în strat; *23* — ieșirea șistului consumat.

roci străine. În această categorie intră șisturile și nisipurile bituminoase, precum și ligniții sau huilele bituminoase. Petrolul natural fiind actualmente sursa principală însă insuficientă de combustibili lichizi, pro-

blema recuperării hidrocarburilor conținute în șisturile și nisipurile bituminoase prezintă un interes deosebit pentru industria petrolieră. Cu toate că din punct de vedere calitativ șisturile și nisipurile bituminoase nu pot intra în competiție cu petrolul, importanța lor relativă va crește în timp, în ritmul în care se epuizează rezervele naturale de țiței.

În fig. 103 este redată schema unei instalații de fluidizare cu circulație pentru calcinarea șisturilor bituminoase [15]. Aparatul principal al instalației este retorta în care are loc descompunerea șistului. Necesarul caloric al procesului este furnizat de al doilea vas care este un cuptor de combustie. Circulația solidului între cele două vase are rolul de a transfera căldura și de a realiza circulația șistului între retortă și cuptor.

Roca bituminoasă este măcinată la granulometria corespunzătoare și alimentată în sistem prin conducta de coborîre a șistului epuizat fierbinte din cuptor. Curentul mixt de șist proaspăt și epuizat intră în retortă, unde formează un strat fluidizat la 450—540°C. Vaporii de hidrocarbură puși în libertate părăsesc retorta pe la partea superioară, după ce în prealabil s-au desprăfuit într-un ciclon. Mai departe, hidrocarburile rezultate din proces trec în instalațiile necesare pentru convertirea uleiului de șist în produse petroliere valoroase. Șistul epuizat este transferat prin transport pneumatic cu aer în cuptor, unde combustia materialului hidrocarbonat rezidual furnizează căldura necesară procesului. Bilanțul caloric al procesului se încheie cu un excedent de căldură, înmagazinat în șistul epuizat, din care o parte se recuperează prin generare de abur. În acest scop, cuptorul este prevăzut cu o a doua conductă de coborîre care scoate din sistem o porțiune din șistul epuizat și pe care se află montat recuperatorul care generează abur.

Literatura mai recentă [40] semnalează că procesul de extragere a uleiurilor din șisturile bituminoase se conduce și în strat mobil și anume, cu mișcarea ascendentă a solidului și mișcarea descendentă a gazului, deci în contrast cu sistemele fluidizate. Intrarea solidului în retortă se face pe la partea inferioară printr-un mecanism de alimentare operat cu un plunger, iar descărcarea se face pe la partea superioară, printr-un sistem de preaplin. Un avantaj important al acestui sistem îl constituie în afară de realizarea contracurentului și faptul că, prin mișcarea de jos în sus a solidului, se elimină practic complet canalizarea acestuia.

O altă sursă de hidrocarburi o constituie nisipurile bituminoase. În fig. 104 este reprezentată schema unei instalații de distilare a nisipurilor bituminoase [15].

Nisipul bituminos este alimentat continuu într-un strat de nisip ars, fluidizat cu abur și menținut la 480°C. Hidrocarburile eliberate trec printr-un ciclon pentru desprăfuire și apoi intră în instalația de

Scanned with OKEN Scanner

fracționare. Nisipul epuizat circulă continuu de la baza reactorului către cuptorul de combustie unde are loc arderea cocsului rezidual. Reîntoarecerea nisipului fierbinte din cuptor, în reactor, asigură căldura necesară procesului de distilare.

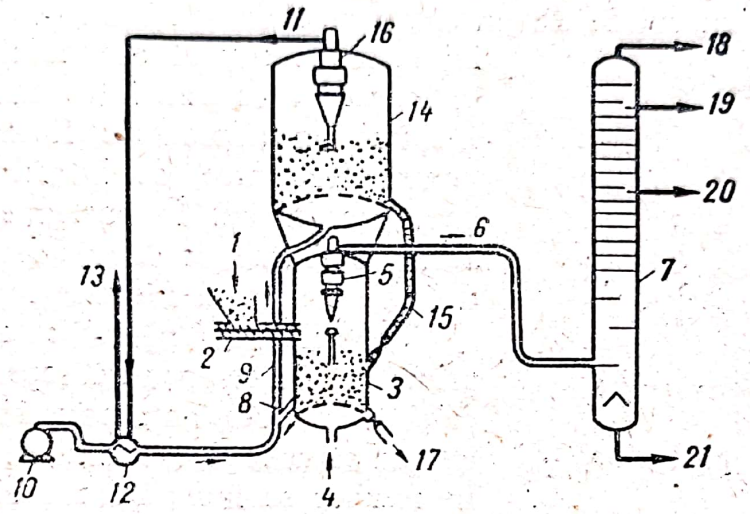


Fig. 104. Extragerea petrolului din nisipurile bituminoase:
1 — intrarea materiei prime; *2* — șnec; *3* — retortă; *4* — abur; *5* — ciclon; *6* — ieșirea produsului; *7* — coloană de distilare; *8* — conductă de coborîre; *9* — conductă de urcare; *10* — suflantă de aer; *11* — ieșirea gazelor de ardere; *12* — schimbător de căldură; *13* — gaze de ardere la coș; *14* — retortă de calcinare; *15* — conductă de coborîre; *16* — ciclon; *17* — nisip consumat; *18* — gaze de rafinărie; *19* — benzină și apă; *20* — ulei ușor; *21* — ulei greu.

d) **Cocsificarea în strat fluidizat.** Prin răspîndirea deosebit de mare a motoarelor cu explozie, cîmpul de aplicabilitate a produselor ușoare de distilare a petrolului ca gazolina, lampant ș. a. s-a extins considerabil. În comparație cu creșterea consumului de derivați de petrol volatili, creșterea consumului de uleiuri grele reziduale este disproporționat de mică, așa încît s-a pus problema valorificării excedentului de uleiuri grele reziduale, prin transformarea lui în produse ușoare.

Procedeul de cocsificare a uleiurilor grele reziduale în strat fluidizat se încadrează între procedeele de cracare termică, bazate pe disproporționarea repartiției hidrogenului și anume mărirea, sub acțiunea temperaturii, a conținutului în hidrogen a hidrocarburilor ușoare și micșorarea raportului H/C în reziduurile de cracare. Materia primă folosită provine din procesul de distilare fracționată a păcurii în vid și reprezintă reziduul greu al acestei distilări. Înainte de dezvoltarea procedeului în strat fluidizat, cocsificarea acestor reziduuri grele se făcea printr-un procedeu discontinuu sau în strat mobil de bile de cocs, prin procedeul termofor. Față de aceste procedee, fluidizarea are avantajul continuității (în raport cu procedeele în strat fix), al unei con-

versii totale, al unui control precis al temperaturii și a simplității aparaturii.

Descrierea aparaturii [41]. Aparatura constă dintr-un reactor, un încălzitor și un fracționator primar, așa cum rezultă din fig. 105. Sistemul se aseamănă cu unitățile de cracare catalitică în strat fluidizat, dar lucrează cu solide de granulometrie mai mare. Alimentarea este injectată în stratul din reactor, a cărui temperatură variază între 480 și 570°C. Debitul de alimentare fiind insuficient pentru fluidizare, se introduce abur la baza reactorului. În partea superioară a acestuia contribuie la fluidizare și produsele de cracare formate în strat.

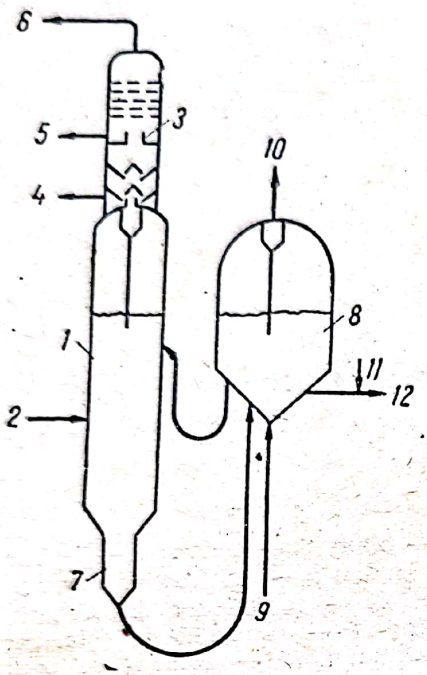


Fig. 105. Cocsificarea fluidă:
1 — reactor; *2* — alimentare; *3* — turn de fracționare; *4* — reciclu de noroi; *5* — uleiuri ușoare; *6* — la condensator; *7* — stripper; *8* — cuptor; *9* — aer; *10* — gaze de ardere; *11* — apă; *12* — cocs produs.

Vaporii care părăsesc stratul trec printr-un ciclon pentru separarea particulelor de cocs antrenate și intră apoi într-un scruber și în turnul de fracționare. În scruber se îndepărtează ultimele particule de cocs din vapori. Acest material se reciclează în reactor sub formă de noroi, împreună cu componenții grei.

În reactor, în timpul reacției de cracare se depune un strat de cocs pe particule. Depozitul conține acei componenți din alimentare care au tendință mare la cocsificare și care deci nu apar în produsele de distilare. În plus, în cocs se mai găsesc compuși metalici și cenușa conținută în alimentare. O parte din cocsul produs se arde într-un arzător în strat fluidizat pentru a furniza căldura necesară procesului. În acest scop, se introduce aer în arzător. Combustia cocsului menține temperatura în arzător la 600—650°C. Uneori se preferă arderea unui combustibil din afara sistemului, în locul cocsului. Pentru a suplini căldura de reacție, trebuie ars 5—7% din debitul de cocs sau echivalentul său în alt fel de combustibil.

Cocsul este circulat între reactor și cuptor printr-un sistem de conducte de coborîre și de urcare de tipul celor utilizate în tehnica fluidizării cu circulație, dar dispuse puțin diferit decît în cracarea catalitică, așa încît să corespundă mai bine tratării unor particule mai mari.

Dimensiunea particulelor tinde să crească în reactor în urma depunerilor de cocs. Pentru a menține o granulometrie constantă în sistem, particulele mari trebuie eliminate și înlocuite prin particule fine. În

Scanned with OKEN Scanner

acest scop, producția de cocs care se poate scoate atît din reactor cît și din arzător, se trece într-un clasificator, din care particulele mari sînt trimise la utilizare, iar fracțiunea se întoarce în sistem.

Produsele de reacție. Produsele obținute din cocsificarea în strat fluidizat conțin 50—60% uleiuri ușoare cu punct de fierbere 220—550°C. Acestea constituie o materie primă bună pentru cracarea catalitică. Randamentul în cărbune al cracării catalitice a uleiurilor ușoare provenite din cocsificare este de două ori mai mare decît cel al uleiurilor ușoare de distilare primară provenite din același țiței, la o conversie dată.

Uleiurile ușoare de cocsificare nu trebuie întrebuințate obligatoriu în cracarea catalitică. Ele pot fi folosite și direct ca ulei combustibil.

În cocsificarea fluidă se formează și o cantitate importantă de hidrocarburi naftenice care au o contribuție valorică importantă în economia procedeului. Cu toate că cifra lor octanică este mai mare ca în cazul cocsificării prin procedeele discontinue, aceasta este totuși inferioară standardelor de gazolină actuale. Naftenele de cocsificare necesită de obicei tratamente de hidroformare.

Produsele ușoare ale cocsificării conțin cantități mari de olefine care pot folosi pentru polimerizare (în fracțiunea C_2 sînt 40% nesaturate, în fracțiunea C_3 60%, iar în fracțiunea C_4 75%).

Cocsul obținut în cocsificarea fluidă constă din particule de formă rotunjită, cu spectru granulometric relativ îngust. El este tare și rezistent la sfărîmare. Ca compoziție chimică, cocsul de fluidizare are 1,5—2% hidrogen și un conținut de materiale volatile de 1% determinat la 600°C și 5% determinat la 900°C. În afară de hidrogen, cocsul mai conține sulf și cenușă (în cantități variabile în funcție de natura alimentării), constituent principal fiind carbonul —90%. Cocsul de fluidizare are un punct de aprindere foarte ridicat și nu pune probleme de aprindere sau explozie în condiții atmosferice normale. La 600—650°C arde fără dificultate, ca de exemplu în arzătorul instalației de cocsificare fluidă.

Utilizarea principală a fluid-cocsului este arderea în focare. Caracteristicile lui de ardere, care îl fac apt pentru transport și depozitare, devin în acest caz incomodante, recurgîndu-se de obicei la combustibili auxiliari pentru a rezolva problema aprinderii și a vitezei lui de ardere. Puterea calorică a fluid-cocsului este de 7 850 kcal/kg, ceea ce reprezintă o putere calorică utilă mică, din cauză că aproximativ 10% cărbune rămîne nears în cenușă. În afară de utilizarea comună drept combustibil, cocsului de fluidizare i se mai pot da și alte ultilizări de mare valoare, ca de exemplu la fabricarea electrozilor de cărbune pentru industria aluminiului și fabricarea carburii de calciu, a sulfurii de carbon etc.

Scanned with OKEN Scanner

e) **Fabricarea butadienei în strat fluidizat.** Dehidrogenarea catalitică a devenit un proces chimic foarte important, utilizat la scară mare în industrie pentru obținerea hidrocarburilor olefinice și etilenice. Sursa cea mai importantă este formată din hidrocarburi parafinice și printre produsele cele mai importante se numără butadiena, întrebuințată la fabricarea cauciucului sintetic.

Pînă în 1910, metodele pentru obținerea butadienei porneau de la materii prime scumpe și rare. Randamentele obținute erau mici. Abia în 1928 S. V. Lebedev a pus la punct metoda de obținere a butadienei din alcool prin deshidratare și dehidrogenare într-o singură fază de lucru. Între timp, a apărut ca materie primă de bază, butanul. Actualmente butadiena, ca monomer principal în fabricarea cauciucului sintetic, se obține la scară industrială pe trei căi:

1. Din alcool etilic într-o singură treaptă după Lebedev sau în două trepte după Ostromîslenski.

2. Din acetilenă pe mai multe căi.

3. Din produse petroliere (gaze de sondă sau gaze de rafinărie care conțin butan) prin dehidrogenare.

Butadiena constituie în momentul de față materia primă de bază la fabricarea cauciucului sintetic:

— cauciucul SKB, un polimer al butadienei;

— cauciucul Buna-S, un copolimer al butadienei cu stiren;

— cauciucul Buna-N, un copolimer al butadienei cu nitriul acrilic.

Butadiena trebuie să aibă o puritate de minimum 98% în greutate conținut în diene conjugate pentru a fi aptă pentru polimerizare.

Butadiena din alcool etilic. Actualmente alcoolul etilic tinde să fie înlocuit peste tot cu butanul ca materie primă. Tehnica stratului fluidizat, aplicată la obținerea butadienei într-o singură treaptă, aduce avantaje importante atît la reacție cît și la regenerare. Lucrările de laborator [7] cît și cele efectuate în fază pilot au confirmat acest fapt.

Butadiena din butan. Dehidrogenarea butanului la butadienă se poate face într-o singură treaptă:

$$CH_3—CH_2—CH_2—CH_3 \rightarrow 2H_2 + CH_2=CH—CH=CH_2 \qquad (1)$$

sau în două trepte:

$$CH_3—CH_2—CH_2—CH_3 \rightarrow H_2 + CH_2=CH—CH_2—CH_3 \qquad (2)$$

$$CH_2=CH—CH_2—CH_3 \rightarrow H_2 + CH_2=CH—CH=CH_2 \qquad (3)$$

Nu există în literatură date certe pentru un catalizator care să lucreze într-o singură treaptă. Din această cauză instalațiile industriale lucrează în două trepte. În prezent nu există informații cu privire la aplicarea tehnicii fluidizării la obținerea butadinei din butan. Există propunerea lui Rotheli și Scharmann [42] și a lui Reeves [43]

Scanned with OKEN Scanner

pentru adoptarea fluidizării cu circulație la dehidrogenarea butenelor la butadienă și o lucrare teoretică și de proiectare tehnologică pentru dehidrogenarea butanului la butilenă [44] în strat fluidizat, după modelul propus de primii. Aplicarea fluidizării ar oferi avantaje importante pentru că dehidrogenarea butanului și a butilenelor prezintă toate caracteristicile care justifică aplicarea acestei tehnici:

1. În timpul reacției care este endotermă, se depune cărbune pe catalizator, micșorînd activitatea acestuia după o oră de funcționare sub limite economice. Catalizatorul trebuie să fie regenerat prin arderea cărbunelui.

2. Catalizatorul este sensibil la temperaturi ridicate, pierzîndu-și activitatea prin schimbarea structurii cristaline.

3. Pentru evitarea formării produselor secundare, reacția trebuie să decurgă la o temperatură constantă și uniformă în toată masa catalizatorului.

4. Pentru a asigura economicitatea procedeului trebuie să se recupereze căldura dezvoltată la regenerare.

În consecință este indicat să se dehidrogeneze butanul într-un reactor în strat fluidizat, iar catalizatorul să circule în spațiul de regenerare unde să fie ars cărbunele depus în faza de reacție. Catalizatorul regenerat este întors în reactor unde își reia ciclul. Rezultă deci că este aproape sigură aplicarea într-un viitor foarte apropiat a fluidizării cu circulație la dehidrogenarea butanului și a butilenelor. Faptul este condiționat de catalizatorii întrebuințați, care în prezent par să fie sensibili la acțiunea fizică de măcinare sub formă de pulbere. Tot catalizatorul va decide posibilitatea operării în una sau două trepte.

Avînd în vedere probabilitatea introducerii procedeului fluidizării la această reacție, se dă mai jos în linii mari aplicarea acestei tehnici la dehidrogenarea butanului la butilenă, conform propunerii și proiectului tehnic al lui Everett Howard [44]. Instalația ar prelucra cca. 300 m^3/zi *n*-butan provenit dintr-o rafinărie existentă și întrebuințează un catalizator de Cr_2O_3 și Al_2O_3 care îndeplinește condițiile cerute: suport cu porozitate mare, activitate de mii de ore, cost scăzut, regenerare ușoară de cocsul depus. Reacția are loc cu creștere de volum, deci echilibrul se deplasează favorabil formării butilenei prin reducerea presiunii totale sau scăderea presiunii parțiale, prin diluare. Adoptarea primei soluții ar duce la dificultăți tehnice foarte mari datorită problemelor de etanșare, iar diluarea ar favoriza și reacțiile secundare. În consecință, se lucrează la presiune atmosferică, după o schemă identică cu cea de la cracarea catalitică a produselor petroliere în strat fluidizat.

Schema instalației este dată la capitolul de proiectare ca un model pentru proiectarea instalațiilor de fluidizare cu circulație. Butanul

Scanned with OKEN Scanner

proaspăt este preîncălzit într-un preîncălzitor prin schimb de căldură cu gazele care rezultă din reacție și apoi încălzit într-un cuptor cu un combustibil gazos, temperatura finală fiind 490°C. În drumul său spre reactor, butanul antrenează catalizatorul regenerat care cade prin conducta de coborîre a regeneratorului, la 590°C. Amestecul de gaz și catalizator intră în reactor printr-o placă perforată. Aici temperatura și cantitatea de catalizator determină gradul de dehidrogenare. Reacția este endotermă și este necesar să se dea suficientă căldură pentru a acoperi consumul caloric al reacției. Catalizatorul uzat curge pe la baza reactorului prin spațiul inelar liber dintre pereți și conul de intrare al reactanților, în secțiunea de stripping, unde hidrocarburile antrenate sînt deplasate din interstițiile dintre particule cu ajutorul vaporilor de apă. Amestecul de catalizator și abur curge apoi în jos prin conducta de coborîre și este introdus în regenerator cu ajutorul conductei de urcare. Aburul de stripping în exces, ca și hidrocarburile, se ridică prin reactor, trec prin două cicloane în serie și apoi printr-un schimbător de căldură, așa cum s-a menționat mai sus. În schimbătorul de căldură gazul se răcește pînă la 260°C înainte de a intra în precipitator, unde temperatura lui scade la 40°C și unde se îndepărtează restul de catalizator neseparat de cicloane.

În regenerator, aerul intră împreună cu catalizatorul uzat. După regenerare catalizatorul reia ciclul. Gazele calde rezultate din regenerator se desprăfuiesc practic complet în trei cicloane în serie.

Catalizatorul se descarcă din vagoane cu ajutorul unui ejector care creează vid în silozul de catalizator proaspăt. Catalizatorul proaspăt poate fi transportat fie prin transport pneumatic în silozul de catalizator uzat, fie direct în regenerator. Pentru pornire se încălzește sistemul cu aer cald și apoi cu abur, care au rolul să purjeze sistemul. În continuare, instalația este pornită în modul descris la F.C.C.

C. Aplicațiile fluidizării la reacții necatalitice

Tehnica stratului fluidizat s-a dezvoltat în timpul celui de-al doilea război mondial în industria petrolieră unde a avut de rezolvat diferite probleme de cataliză eterogenă. În scurt timp, stratul fluidizat a fost introdus și la alte procese catalitice, recoltînd succese atît de mari încît a devenit principalul progres înregistrat în ultimii 20 de ani în domeniul ingineriei chimice.

Aplicarea fluidizării la procesele necatalitice este relativ nouă. Succesul repurtat însă în domeniul prăjirii piritelor și al calcinării pietrei de var, la scară industrială, a consolidat poziția fluidizării ca proce-

Scanned with OKEN Scanner

deu versatil, cu aplicabilitate în orice domeniu al industriei chimice, fără limitare la reacțiile catalitice.

În cele ce urmează sînt analizate aspectele specifice care survin în aplicarea fluidizării la reacțiile necatalitice.

O primă deosebire apare din cauza funcției pe care o îndeplinește solidul și are consecințe asupra granulometriei solidului. Într-adevăr, din punct de vedere al reactivității, indiferent dacă solidul este catalizator sau reactant, este indicat să se lucreze cu particule cît mai fine. Dacă în fluidizarea catalitică se poate coborî relativ oricît pe scara granulometrică, singurele elemente limitative fiind calitatea fluidizării și eficacitatea sistemului de desprăfuire a gazului, respectiv pierderea procentuală de praf prin acest sistem, la fluidizarea necatalitică situația se schimbă. Solidul fiind unul din reactanți el se consumă în reacție și măcinarea lui prealabilă intervine cu o cotă importantă în costul întregii operații. Limita inferioară a granulometriei este în acest caz rezultatul unui compromis între considerentele economice decise de costul mărunțirii și considerentele tehnologice care țin seama de desfășurarea reacției. În unele cazuri însă, materia primă se prezintă sub formă de pulbere fină, aptă pentru fluidizare, care rezultă dintr-o fabricație anterioară. De exemplu, în procesul de ardere a varului în strat fluidizat se poate întrebuința cu succes carbonatul de calciu rezultat de la dedurizarea apei.

Faptul că solidul este unul dintre reactanți are uneori urmări și asupra formei reactorului de fluidizare, care devine multietajat. Într-adevăr, într-un strat fluidizat, unele particule scurtcircuitează stratul, părăsindu-l înainte de a fi reacționat, în timp ce alte particule rămîn în strat timpi mai mari decît timpul de staționare indicat. Într-o reacție catalitică acest lucru nu are urmări asupra produselor de reacție, dar atrage după sine formarea unui strat de catalizator cu o activitate medie în reactor, respectiv regenerator. Pentru obținerea unei conversii anumite este necesar să se adopte un timp de contact corespunzător activității medii. La reacțiile necatalitice însă, la care produsul urmărit este în stare solidă, are loc pe de o parte o impurificare a produsului, în sensul că acesta conține și materie primă nereacționată, iar pe de altă parte, stratul conține în orice moment particule de solid care au reacționat suficient, dar care încă nu au ieșit din strat. Soluția indicată pentru obținerea unui timp de staționare mai unitar, care să asigure o omogenitate ridicată a produsului și evitarea reacțiilor secundare ce au loc printr-o staționare exagerată a particulei solide în strat, constă în adoptarea reactoarelor multietajate.

Cînd produsul reazultat sau deșeul care trebuie evacuat din strat se deosebește în mod esențial de solidul care compune stratul, în sensul că este sau mai fin și mai ușor decît acesta, sau mai mare (rezultă

Scanned with OKEN Scanner

din reacție mai poros sau aglomerat) el poate fi cules preferențial la suprafața stratului sau la baza acestuia. Scurtcircuitarea stratului este din această cauză mai redusă și permite folosirea reactoarelor cu strat unic.

Un alt factor care intervine în reacțiile necatalitice este temperatura mai ridicată a proceselor, fapt care conduce de asemenea la adoptarea reactoarelor multietajate, datorită recuperării căldurii conținute în produsele de reacție, prin schimb de căldură cu reactanții, într-un sistem în contracurent.

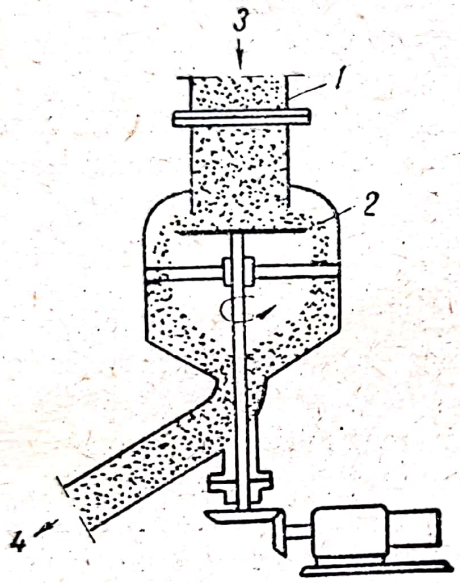


Fig. 106. Conductă de coborîre cu taler rotativ:

1 — conductă de coborîre; *2* — taler rotativ; *3* — intrarea solidului; *4* — ieșirea solidului.

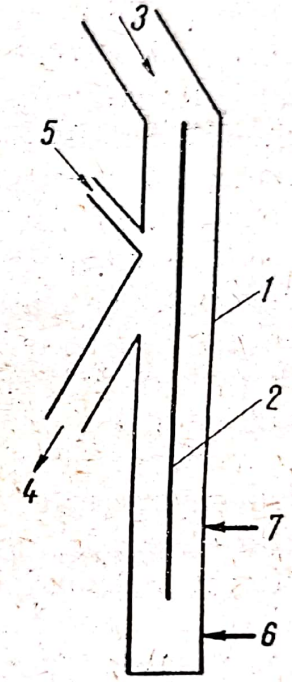


Fig. 107. Dispozitiv de descărcare:

1 — corpul dispozitivului; *2* — perete despărțitor; *3* — intrarea solidului din reactor; *4* — evacuarea solidului; *5* — țeavă pentru umplere; *6, 7* — intrarea aerului.

Din deosebirile care au rezultat din comparația între procesele catalitice și procesele necatalitice rezultă diferențieri în anumite probleme de proiectare. De exemplu, încărcarea și descărcarea continuă a materialului solid capătă o importanță foarte mare în cazul aplicării fluidizării la reacții necatalitice. Încărcarea reactoarelor cu un debit uniform și controlabil a pus probleme noi aproape la fiecare materie primă. Cu toate că aceste încercări nu au dus la crearea unui tip universal de alimentator, s-au dezvoltat totuși cîteva tipuri principale. Astfel, minereurile sulfuroase se injectează în stare de noroi și chiar dacă inițial ele nu se prezintă sub această formă, se adaugă apă pînă cînd se obține

Scanned with OKEN Scanner

un noroi care poate fi depozitat și manipulat ca un lichid, putînd fi încărcat uniform cu o pompă cu diafragmă sau șnec. Apa se evaporă aproape instantaneu în condițiile de transfer de căldură ridicat și suprafață de contact mare a stratului fluidizat, neexistînd pericolul subzistării noroiului în strat. Alteori se injectează pulberea cu o fracțiune din gazul reactant, deasupra stratului. Acest sistem se aplică însă numai cînd presiunea din reactor nu trece de 3 m col. apă în punctul de injecție. Cînd presiunea este mai mare se întrebuințează conducte de coborîre cu talere rotative (v. fig. 106). Descărcarea solidului din strat trebuie să se facă continuu și fără pierderi de gaz. Cea mai sigură și mai eficace descărcare se efectuează printr-o coloană în care se află materialul de descărcat în stare fluidă. În principiu, metoda este ilustrată în fig. 107. Peretele *2* împarte în două corpul dispozitivului și permite fluidizarea ambelor coloane astfel formate, cu ajutorul aerului (sau a altui gaz care funcționează și ca mediu de strippare) care se introduce prin *6* și *7*. Evacuarea solidului se face prin *4* și legătura cu reactorul prin *3*.

1. Prăjirea minereurilor sulfuroase în strat fluidizat

În comparație cu metodele vechi de prăjire, prăjirea în strat fluidizat are importante avantaje tehnice și economice.

Prăjirea în strat fluidizat a fost pusă la punct simultan în mai multe țări. Industriile sovietice și germane, fiind furnizoarele cele mai importante de acid sulfuric din Europa, au pus la punct prăjirea piritelor în strat fluidizat.

a) **Prăjirea oxidativă a piritelor în strat fluidizat.** Producția mondială de acid sulfuric crește an de an. În 1955 s-au produs 37 milioane tone acid sulfuric monohidrat. Chiar dacă ritmul de creștere din 1955 în 1956 a fost mai mic decît în anii precedenți, în unele țări s-a produs o stagnare, acidul sulfuric rămîne totuși una din cele mai importante chimicale de bază, iar producția de acid sulfuric, un barometru economic general.

Baza de materie primă pentru acidul sulfuric variază de la o țară la alta și este formată în proporție de 55% din pirită și sulfuri metalice și 40% din sulf elementar. Cu toate că perspectivele de viitor sînt pentru o mărire a cotei care pornește de la sulf elementar, baza piritică este dominantă pentru Europa și Japonia, așa încît justifică importanța care s-a acordat găsirii sistemului optim de prăjire a piritelor și a minereurilor sulfuroase.

Oxidarea sulfului elementar se face în stare topită, folosind arzătoare simple, în timp ce oxidarea sulfurilor necesită cuptoare volumi-

Scanned with OKEN Scanner

noase cu dispozitive mecanice complicate. Tipul cel mai vechi și cel mai răspîndit de cuptor de prăjire este cuptorul cu etaje care din cauza construcției greoaie și a modalităților insuficiente de răcire, atinge o productivitate de maximum 10—15 tone pirită pe zi. Cuptoarele rotative au performanțe superioare din punct de vedere al productivității (100 tone pirită pe zi), dar din punct de vedere constructiv și economic nu reprezintă totuși un progres. Concentrația maximă de SO_2 realizată în aceste cuptoare este de 7%.

Cuptoarele cu etaje și cele rotative se folosesc în primul rînd pentru prăjirea minereurilor sulfuroase granulate. Pentru prăjirea minereurilor de flotație, care au o granulometrie foarte fină, s-au imaginat arzătoare de praf tip Flasch. Acestea necesită o finețe avansată ($D_p < 0{,}1$ mm) și o uscare practic perfectă. În cazul concentratelor de flotație umede este necesară deci o uscare prealabilă, care este foarte costisitoare. Pentru a prăji minereurile de sulf obișnuite în arzătoare Flasch este necesară o măcinare a acestora pînă la dimensiuni sub 0,1 mm, ceea ce reprezintă un consum de energie și o mare uzură a morilor, din cauza durității mari a minereului. În plus, dacă procedeul prăjește în condiții bune piritele, el este total contraindicat în cazul minereurilor cu un conținut important de cupru sau alte metale însoțitoare, pentru că la 1 000—1 100°C se produc sinterizări puternice a particulelor foarte fine și deci prin prăjirea clorurantă a cenușilor, nu se poate realiza o decuprare satisfăcătoare. Acest lucru este supărător atît din punct de vedere al obținerii cuprului, cît și din punct de vedere al utilizării cenușilor în cuptoarele înalte, în procesul de obținere al fierului. Concentrația gazelor oscilează în jurul a 10%. Căldura sensibilă a gazelor de reacție se recuperează în cazane de abur.

Prăjirea piritei înseamnă oxidarea sulfurii de fier la Fe_2O_3 sau Fe_3O_4 după una din următoarele reacții:

$$FeS_2 + \frac{11}{4}O_2 + 3{,}76\frac{4}{11}N_2 \rightarrow \frac{1}{2}Fe_2O_3 + 2SO_2 + 3{,}76\frac{11}{4}N_2 + 205{,}5\ \text{kcal} \quad (1)$$

$$FeS_2 + \frac{8}{3}O_2 + 3{,}76\frac{8}{3}N_2 \rightarrow \frac{1}{3}Fe_3O_4 + 2SO_2 + 3{,}76\frac{8}{3}N_2 + 195{,}2\ \text{kcal} \quad (2)$$

După cum rezultă din coeficienții stoechiometrici ai ecuațiilor (1) și (2) procentul de bioxid de sulf la arderea fără exces de oxigen este de aproximativ 16%. De obicei se lucrează cu un mic exces de aer, ceea ce scade procentul de SO_2 la aproximativ 12—14%. Reacția de prăjire este puternic exotermă. Într-un sistem perfect izolat termic și lucrînd fără exces de aer căldura de reacție ar putea ridica temperatura la aproximativ 1 600°C. Asemenea temperaturi ar produce însă topirea materialului și deci stratul ar deveni static. Rezultă de aci necesitatea răcirii stratului la 700—950°C, aceste limite de temperatură

Scanned with OKEN Scanner

depinzînd de natura minereului și de gradul dorit de prăjire. Modul în care se efectuează răcirea constituie o caracteristică importantă a diferitelor procedee și reprezintă diferențierea principală între procedeul american și procedeul german.

Procedeul german. În cele ce urmează se descrie instalația de prăjire în strat fluidizat de la Badische Anilin und Soda Fabrik (BASF) și se dau toate datele tehnice publicate în legătură cu această instalație [45].

Descrierea instalației. Instalația este reprezentată în fig. 108. Aerul împins de o suflantă, intră în camera *6* și este distribuit prin grătarul *7*, în stratul fluidizat *8*, care este alimentat prin *2* cu minereu. Excedentul de căldură de reacție din reactor este eliminat cu ajutorul unor țevi fierbătoare imersate în strat. Căldura sensibilă a gazelor rezultate din reacția de prăjire este recapturată prin fasciculul

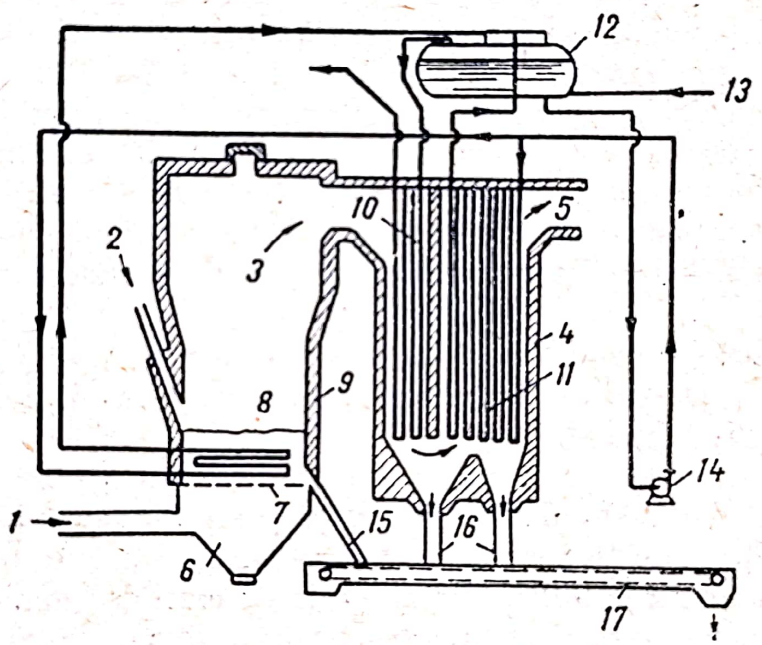


Fig. 108. Instalație pentru prăjirea piritelor în strat fluidizat (BASF):
1 — intrarea aerului; *2* — alimentarea cu minereu; *3* — spațiu de liniștire; *4* — cazan de abur; *5* — ieșirea gazelor sulfuroase; *6* — con de divizare; *7* — placă de distribuție; *8* — strat fluidizat; *9* — cuptor pentru ars pirita; *10* — țevi supraîncălzitor; *11* — țevi fierbătoare; *12* — fierbător (cazan abur); *13* — intrare apă; *14* — pompă de recirculație; *15* — evacuarea cenușii; *16* — descărcarea cenușii antrenate; *17* — transportor cenușă.

de țevi de supraîncălzire *10* și fasciculul de țevi fierbătoare *11*. Din fierbătorul *12*, apa caldă sub presiune este trimisă, prin intermediul pompei de recirculație *14* în cele două circuite de țevi fierbătoare, montate în paralel în stratul fluidizat, respectiv în calea gazelor de prăjire. Amestecul de apă și vapori format se întoarce în fierbătorul *12*.

Scanned with OKEN Scanner

După separarea de apă, vaporii sînt supraîncălziți în *10* și trimiși mai departe la utilizare.

Cenușa se evacuează din strat printr-o conductă *15* prevăzută cu o clapetă. Praful de cenușă separat în cazanul de abur *4* este evacuat prin conductele *16* și, împreună cu cenușa descărcată din reactor, ajunge pe banda transportoare *17*, care scoate toată cenușa din sistem.

Instalația de la BASF prăjește 20 t/m^2 în 24 ore pirită obișnuită și 16 t/m^2 în 24 ore pirită de flotație. Această productivitate specifică este cu două ordine de mărime mai mare ca productivitatea cuptoarelor cu etaje sau rotative și depășește cu un ordin de mărime chiar productivitatea cuptoarelor Flasch. Ca o consecință a acestei încărcări specifice enorme, se pot prăji cantități foarte mari în instalații relativ mici: 50 t pe zi pirită cu 45—50% sulf se prăjesc în cuptoare de 2,5 m^2 secțiune, respectiv 1,8 m diametru.

O caracteristică a instalației de la BASF este faptul că permite prăjirea unui material cu un spectru granulometric foarte larg. Se recomandă folosirea unui asemenea material, pentru că fluidizarea materialelor de granulometrie uniformă în domeniul 5—6 mm necesită viteze așa de mari, încît respectarea timpului de contact optim ar însemna înălțimi de strat excesive și o concentrație scăzută de bioxid de sulf în gaze. Prin introducerea de material fin, viteza scade și se poate aranja proporția între particulele fine și cele grosolane așa încît viteza să ajungă la valoarea care convine din punct de vedere al concentrației gazelor.

Fluidizarea se poate ajuta dînd cuptorului un profil tronconic cu baza mică jos, pentru ca fracțiunea mare să aibă la dispoziție o viteză mai mare decît cea fină.

Pirita obișnuită se sfărîmă la o granulație de maximum 6 mm și i se adaugă 20—30% pirită de flotație pentru îmbunătățirea calității fluidizării. Pirita de flotație are o granulație maximă de 0,2 mm și se poate fluidiza bine la viteze surprinzător de mari (cu numai 20% mai mici ca în cazul piritelor măcinate) deși spectrul său se întinde cu predilecție în domeniul 0—50 μ. Explicația acestei comportări rezidă în aglomerarea fracțiunii fine care duce la o mărire a granulometriei și care poate fi stimulată prin anumite măsuri. Totuși viteza de lucru este așa de mare încît majoritatea materialului prăjit este antrenat de gazele rezultate din prăjire.

Materialul antrenat conține uneori și porțiuni nearse sau incomplet arse, a căror ardere se desăvîrșește în spațiul de degajare de deasupra stratului. Cum acest spațiu nu este prevăzut cu sisteme de răcire, căldura suplimentară degajată provoacă o creștere de temperatură de 50—150°, care s-a dovedit favorabilă procesului prin aceea că reduce formarea de trioxid de sulf în gaze. Cum răcirea gazelor se face brusc

Scanned with OKEN Scanner

în zona supraîncălzitorului, se păstrează concentrația scăzută de SO_3, corespunzătoare echilibrului la temperaturi înalte. Totuși prăjirea din spațiul de degajare nu trebuie să reprezinte decît 5—10% din reacția globală de prăjire, pentru a evita zgurificări pe țevile fierbătoare. Alt argument pentru limitarea prăjirii în faza diluată de deasupra stratului la maximum 10% din prăjirea totală este de ordin termic. Deși creșterea gradientului de temperatură din supraîncălzitor, provocată de intensificarea arderii în faza diluată, ar activa transferul de căldură în această zonă, efectul global asupra utilizării suprafeței de schimb caloric ar fi nefavorabil, deoarece coeficientul de transfer caloric al stratului fluidizat (minimum 200 kcal/m^2 · h · grd) este cu aproximativ un ordin de mărime mai mare decît coeficientul de transfer caloric al gazelor (20 kcal/m^2 · h · grd) și deci este de preferat ca majoritatea căldurii să se transmită în strat și nu în supraîncălzitor.

În cazul procedeului de la BASF, aspectul cel mai interesant din punct de vedere tehnic și economic îl constituie modul de recuperare a căldurii de prăjire. Un minereu de compoziție obișnuită, cu 45—50% sulf, dă 1,5 tone abur saturat de 40 ats pe tona de minereu sau o cantitate echivalentă din punct de vedere termic de abur saturat sau supraîncălzit cu alte caracteristici. Dacă acest abur se transformă prin intermediul unor turbine în curent electric, echivalentul acestui abur în curent electric depășește cu mult necesarul de energie electrică pentru producția de acid sulfuric cuplată cu cuptorul de prăjire în strat fluidizat. Aproximativ 85% din energia electrică generată rămîne disponibilă pentru alte scopuri.

Recuperarea căldurii se face în proporție de 50—60% în spațiul de reacție, prin intermediul unor elemente răcitoare imersate în stratul fluidizat, în timp ce restul se preia de la gazele de reacție încărcate cu praf antrenat, care părăsesc spațiul de reacție la 850—900°C. Condițiile transferului caloric în interiorul stratului sînt excepțional de bune. Pentru fiecare tonă de abur produsă, în elementul de răcire al stratului sînt necesare 6 m^2 suprafață de schimb, la o diferență de temperatură de 600—700°C. Fluxul caloric de la strat către apa de răcire este de aproximativ $1{,}3 \cdot 10^5$ kcal/m^2 · h, valoare comparabilă cu valorile cele mai bune obținute în cazanele de abur de mare productivitate, în zona de radiație, unde diferența de temperatură este de 1 300—1 700°C.

Viața țevilor fierbătoare imersate în stratul fluidizat s-a dovedit surprinzător de lungă. Țevile normale durează minimum 3 ani. Țevile pentru supraîncălzirea aburului, puse în calea gazelor de reacție lucrează foarte bine și ca separatoare de praf. Depozitul de praf depus pe ele se poate îndepărta ușor prin dispozitive de scuturare comandate manual sau electric.

Scanned with OKEN Scanner

Rezultatele favorabile obținute de BASF la folosirea căldurii de prăjire deschid perspectiva aplicării procedeului în scopul exclusiv de generare de abur prin arderea în strat fluidizat a combustibililor pe bază de carbon și mai cu seamă a cărbunilor bogați în cenușă.

În scopul obținerii cantității maxime de abur util pe seama căldurii reacției de prăjire, este de dorit să se introducă în cuptor un material cît se poate de uscat. Din același motiv se consideră neavantajoasă răcirea stratului fluidizat prin injectare directă de apă sau prin introducerea minereului sub formă de pastă. Nu trebuie adoptată totuși nici soluția opusă, adică alimentarea în stare perfect uscată, pentru că pulberile foarte uscate au tendința de autoaprindere și pot da naștere la explozii de praf. În cazul concentratelor de flotație este chiar indicată o umezire pînă la 4—6% apă, pentru că prin umiditate praful se aglomerează într-o oarecare măsură și dă naștere unui strat fluidizat mai stabilă. O aglomerare a fracțiunii fine este bine venită și din punct de vedere al reducerii antrenării și deci a arderii în faza dispersă de deasupra statului fluidizat.

Din practica de lucru a instalației de la BASF a rezultat că este avantajos ca umiditatea concentratelor să aibă reacție acidă, pentru că în caz contrar este imposibil să se formeze un strat stabil. Probabil intră în joc încărcarea baloelectrică a particulelor care provoacă o descompunere prematură a aglomeratelor.

Prin urmare este bine să se lucreze cu materiale a căror umiditate oscilează între 2—8%. Se poate corecta umiditatea prin dozarea echilibrată a materiei prime cu anumite proporții de cenușă.

În dezvoltarea procedeului a ocupat un loc important problema cantității, a caracteristicilor și a modului de colectare a prafului de cenușă antrenată. Cantitatea de cenușă antrenată depășește cantitatea antrenată în cuptoarele rotative, dar este inferioară aceleia din cuptoarele Flasch. Ea reprezintă între 50 și 80% din cantitatea totală supusă prăjirii în cazul cînd granulometria materialului inițial este inferioară limitei de 6 mm și variază în acest domeniu în funcție de stabilitatea structurală a materialului și de condițiile de lucru. În cazul concentratelor de flotație, antrenarea merge pînă la 100%.

În mod surprinzător și îmbucurător s-a constatat că țevile de cazan puse direct în calea gazelor încărcate cu praf nu au de suferit din cauza prafului prin formarea de cruste și că o desprăfuire prealabilă a gazelor nu este necesară. Din punct de vedere al transferului caloric, prezența prafului este avantajoasă întrucît mărește coeficientul de transfer caloric.

Concentrația ridicată a gazelor obținute prin procedeul în strat fluidizat (12—14% SO_2) permite micșorarea capacității aparaturii de purificare a gazelor (cicloane, camere electrice de desprăfuire, răci-

Scanned with OKEN Scanner

toare, purificatoare umede, uscătoare și pompe) în comparație cu aparatura calculată pentru concentrația de 7% SO_2, plafon maxim care se poate obține în cazul cuptoarelor rotative sau etajate.

Procedeul american [46]. Concentratele de pirită cu 5—12% umiditate se descarcă pe benzi înclinate prevăzute cu separatoare electromagnetice pentru îndepărtarea fierului (vezi fig. 109). Banda transportă minereul în spălătoare în care se adaugă apă în proporție corespunzătoare formării unui nămol cu 74—78% solid. După o cernere pe o sită vibratoare cu ochiul de 6,5 mm, nămolul se trece într-un rezervor, de unde este pompat cu ajutorul unor pompe cu diafragmă în reactor, la suprafața stratului fluidizat. Caracterul abraziv al piritei și proprietățile corosive ale nămolului fac necesară protecția împotriva abraziunii și coroziunii prin utilizarea cauciucului (la pompă) și a oțe-

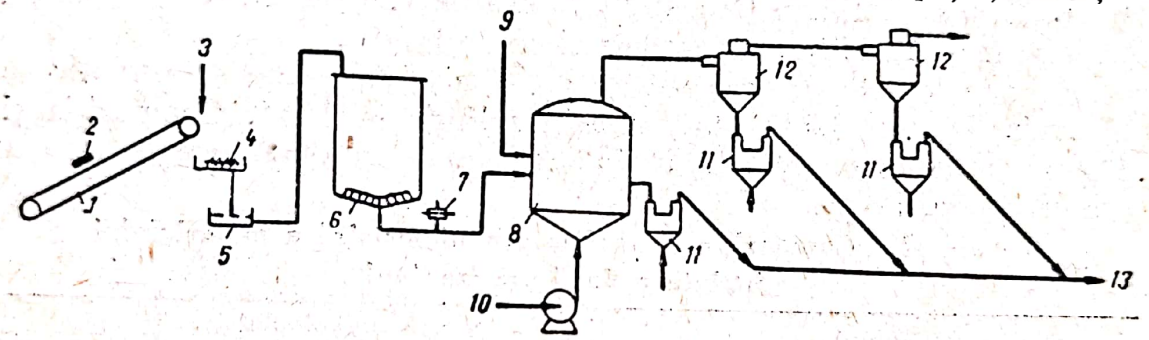


Fig. 109. Instalație americană de prăjire a concentratelor de pirită:
1 — bandă de transport; *2* — separator electromagnetic; *3* — apă; *4* — vas de amestec; *5* — sită vibratoare; *6* — rezervor; *7* — pompă cu diafragmă; *8* — reactor; *9* — apă directă; *10* — aer; *11* — dispozitiv în formă de U; *12* — ciclon; *13* — spre răcitorul rotativ de cenușă.

lurilor inoxidabile speciale (la construcțiile metalice). Reactorul este format dintr-un corp de oțel de 6 200 mm diametru protejat în interior cu materiale izolante de 225 mm grosime și refractare de 112 mm, iar în exterior cu o izolație de 56 mm. Stratul fluidizat are 1,5 m înălțime și este format din particule mai mari ca 75 μ. Nivelul stratului se menține cu ajutorul unui preaplin. Aerul de fluidizare este furnizat de o turbosuflantă de 148 m^3/min și este distribuit pe toată secțiunea reactorului printr-un mănunchi format din 332 țevi. Viteza de fluidizare se menține între 0,36 și 0,45 m/s, exprimată în condițiile de temperatură din strat. Pentru amorsarea reacției se folosește un arzător cu păcură. Procesul fiind exoterm, temperatura se menține în continuare prin injecție de apă. Un termocuplu care măsoară temperatura stratului acționează automat un robinet așezat pe conducta de apă.

Practic, toate particulele mai fine de 100 μ părăsesc reactorul odată cu gazele de prăjire, cantitatea transportată reprezentînd 75—95% din inventarul de pulbere aflat în reactor. Aceste pulberi sînt colectate în două cicloane și mai departe într-un scruber. După separatoarele de

praf, mai rămîne încă 8—12% praf în gaze. Cicloanele sînt protejate în interior cu un strat de 75 mm de beton refractar şi în exterior cu un strat de 18 mm de izolaţie.

Descărcarea reactorului şi descărcarea cicloanelor se face cu ajutorul unor dispozitive în formă de U care servesc în acelaşi timp şi la etanşarea atmosferei gazoase de prăjire în raport cu mediul ambiant. Un braţ al U-ului se leagă la piciorul ciclonului (respectiv ţeava de descărcare a reactorului) şi cenuşa conţinută se menţine în stare fluidizată cu un debit mic de aer. Acest debit este suficient pentru a împiedica intrarea gazelor de reacţie în piciorul ciclonului, fără să modifice în mod sensibil compoziţia gazelor de reacţie. Deoarece cenuşa este fluidizată într-unul din braţele U-ului, prin celălalt braţ se descarcă producţia de cenuşă a reactorului, respectiv a cicloanelor, în mod continuu. Cenuşa fierbinte (cca. 400°C) intră într-un răcitor rotativ, parţial imersat în apă, unde temperatura ei scade la 40°C.

Se dau în cele ce urmează datele tehnice culese pe o instalaţie cu o producţie de 93 000 tone/an acid sulfuric în 1954. Compoziţia şi analiza granulometrică a materialului înainte şi după prăjire se pot urmări în tabela 11.

Tabela 11. Compoziţia şi analiza granulometrică a materialului înainte şi după prăjire [46]

Compoziţia, %		Analiza granulometrică, %		
Pirita	Cenuşa	Microni	Pirita	Cenuşa
Fe 44—45	63—68	230	1— 7	0,2—2
S 46—50	0,15—0,3	150	5—17	1 —5
SiO_2 0,8—2,5	1,5—4,5	75	12—49	15 —30
		47	20—72	46 —60

Alte date tehnice referitoare la prăjirea în strat fluidizat sînt date mai jos [46]:

Debitul piritei uscate		71,5 t/zi	
Umiditatea nămolului		22% apă	
Debitul de aer		2,8 m^3/kg pirită = 126 m^3/min	
		umed	uscat
Compoziţia gazelor de reacţie, în %	SO_2	8,15	11,5
	SO_3	0,0	0,0
	O_2	1,3	1,8
	N_2	59,5	83,8
	H_2O	29,0	0,0
Temperatura în strat		795—808°C	
Concentraţia în praf a gazelor de reacţie		0,0352 kg/m^3 (uscat)	
Debit de apă de răcire			
— în nămol		11,5 l/m	
— direct		24,6 l/min	
Debit de cenuşă		42,8 t/zi reactor	
Pierderi de cenuşă		6,6 t/zi reactor	

Scanned with OKEN Scanner

Pompele centrifuge pentru nămol din fontă nu rezistă abraziunii şi coroziunii pirotinei: rotoarele lor trebuie înlocuite după 24—30 ore. Pompele pneumatice căptuşite cu cauciuc dau rezultate foarte bune. Arborele agitatorului, foarte expus coroziunii şi abraziunii, cere de asemenea un oţel inoxidabil special.

Probleme metalurgice. Procedeele de prăjire a minereurilor de sulf servesc paralel cu scopul folosirii sulfului şi scopului de a obţine un material care să nu prezinte dificultăţi la prelucrările metalurgice ulterioare. În cazul prelucrării minereurilor sulfuroase cu conţinut important de metale valoroase ca: cupru, zinc, plumb etc., punctul de vedere metalurgic este determinant pentru modul de desfăşurare al procesului. S-ar depăşi limitele acestei descrieri dacă s-ar enumera posibilităţile pe care le oferă stratul fluidizat pentru o prăjire selectivă a diferitelor metale însoţitoare (în special în legătură cu reglajul temperaturii şi condiţiile de leşiere a cenuşilor în asemenea cazuri) [47, 48].

În cele ce urmează se vor descrie condiţiile de prăjire ale piritelor însoţite de metale valoroase. Piritele cele mai des întrebuinţate se împart din punct de vedere metalurgic în următoarele cinci categorii:

— pirite de fier sau concentrate de flotaţie purificate de cupru sau arsen;

— pirite cu zinc;

— pirite cu cupru;

— pirite cu arsen;

— pirite cu arsen şi cupru.

Cenuşile din prima categorie se pot prelucra direct în cuptoarele înalte.

Dacă prăjirea sulfului a fost totală piritele cu zinc se pot întrebuinţa direct pentru obţinerea fierului; cu un procent de sulf nears pînă la 3% este necesară o leşiere prealabilă a zincului.

Piritele conţinînd cupru se prăjesc în condiţii blînde (750—800°C) pentru a nu se îngreuna prăjirea clorurantă ulterioară şi leşierea cuprului. Un rest oarecare de sulf nears este în aceste cazuri bine venit pentru prelucrarea ulterioară. De aceea se foloseşte o granulometrie mai mare, sau în cazul cînd pulberea este fină, se contrabalansează efectul granulometriei mici prin micşorarea timpului de contact (strat fluidizat de înălţime redusă).

În cazul prăjirii minereurilor cu arsen, arsenul se regăseşte aproape în întregime în cenuşă. Cum arsenul joacă un rol important în cuptorul înalt prin aceea că coboară sensibil proprietăţile şi valoarea fontei, se depun toate eforturile pentru obţinerea unor cenuşe cu un conţinut minim de arsen. Dacă în afară de arsen, cenuşile nu conţin alte metale însoţitoare, îndepărtarea arsenului se poate face uşor prin sinterizare.

Scanned with OKEN Scanner

În cazul cenușilor conținînd cupru și arsen, nu s-a pus încă la punct un procedeu de îndepărtare a cuprului și arsenului și deci prăjirea în strat fluidizat nu poate satisface condițiile de puritate pe care le cere industria fierului. Eventual s-ar putea încerca o prăjire în două trepte: în prima treaptă s-ar face o prăjire preliminară cu exces de oxigen și răcire indirectă, prin care s-ar oxida în special polisulfurile și s-ar obține gaze de prăjire cu aproximativ 20% bioxid de sulf. În această treaptă s-ar volatiliza arsenul. Produsul prăjirii preliminare conține încă sulf suficient pentru a putea fi prăjit într-un al doilea strat fluidizat, în condiții obișnuite. Rezultă o cenușă practic liberă de arsen. Procedeul schițat mai sus a fost experimentat cu succes la BASF într-un agregat de probă.

Răspîndirea procedeului în strat fluidizat. În ciuda dificultăților de aplicare a procedeului la minereurile cu arsen, cîmpul său de aplicare s-a extins considerabil. Ca un reper se dă cifra de aproximativ 6 milioane tone acid sulfuric 100% pe an care reprezintă producția anuală a țărilor europene care prăjesc pirita după procedeul în strat fluidizat și care în raport cu producția mondială a anului 1955 reprezintă 30% din cota care folosește minereuri sulfuroase ca bază de materii prime.

În cele ce urmează se vor enumera avantajele prăjirii în strat fluidizat:

1. Posibilitatea de a utiliza rațional căldura de prăjire pentru generarea de abur și de energie. După cum s-a mai spus, la BASF energia produsă depășește cu mult consumul energetic al fabricației de acid sulfuric așa încît excesul se poate folosi în alte scopuri. Randamentul recuperării de căldură depinde de presiunea aburului și de natura mașinilor de forță utilizate. Rezultatele cele mai bune se obțin cu abur de înaltă presiune (125 ats) folosit în turbine cu reacție, utilizînd aburul destins (5 ats) pentru încălzire. Cum la instalațiile de fluidizare nu se pot cupla decît cazane de productivitate mică, care sînt insuficiente pentru alimentarea turbinelor, formula de mai sus nu se poate aplica decît prin asocierea acestor cazane la generatoare mai mari de abur de înaltă presiune. În cazul unităților de sine stătătoare, se recomandă cazane cu circulație forțată cu 40—64 ats presiune de regim.

2. Productivitatea specifică mare: 16—24 t pirită cu 45—48% sulf/$m^2 \cdot$ zi, în funcție de granulometrie.

3. Grad de prăjire avansat, care satisface exigențele metalurgice (sub 1,5% sulf nears).

4. Obținerea unor gaze bogate în bioxid de sulf și în consecință, micșorarea capacității instalațiilor anexe de purificare, desprăfuire și uscare.

Scanned with OKEN Scanner

5. Posibilitatea întrebuințării după dorință a oricărei din următoarele materii prime: minereuri mărunțite, concentrate de flotație, roce conținînd sulf elementar (<20%) sau sulf elementar.

6. Unități productive mari care se pot automatiza în largă măsură și care necesită puțin personal de deservire.

7. Suprafața clădită ocupată de cuptorul în strat fluidizat este, în comparație cu cuptoarele rotative de productivitate egală, foarte mică. De pildă, în instalația de la BASF cuptorul împreună cu cazanul de abur ocupă 1,9 m^2/t de monohidrat producție zilnică.

8. Manopera este foarte scăzută. În instalația de la BASF producția a 500 t acid sulfuric pe zi necesită doar 9 oameni pe schimb, inclusiv generarea de abur și transportul minereului și al cenușii.

b) **Prăjirea sulfatantă.** Prăjirea sulfatantă reprezintă o treaptă de oxidare mai avansată a sulfurilor metalice decît prăjirea oxidativă și, prin faptul că conduce la sulfați solubili, simplifică schema tehnologică a extracției de metal și mărește de cele mai multe ori randamentul extracției. Regimul de temperatură și conținutul în bioxid de sulf și oxigen al gazelor trebuie respectat cu mare severitate în cazul prăjirii sulfatante. Faptul că înainte de apariția fluidizării procedeul a fost puțin răspîndit în industrie, se explică tocmai prin imposibilitatea de a conduce reacția la nivelul condițiilor optime în cuptoarele de prăjire clasice. Izotermicitatea stratului fluidizat asigură condiții prielnice pentru desfășurarea prăjirii sulfatante și explică faptul că încercările de sulfatare selectivă a metalelor neferoase în strat fluidizat au dat rezultate satisfăcătoare și au permis în multe țări trecerea procesului la scară industrială.

Se dau în literatură rapoarte tehnice cu privire la prăjirea sulfatantă a următoarelor minereuri sulfuroase:

Concentrate de sulfură de cupru [49, 50, 51]. Rapoartele tehnice din S.U.A. [49] descriu o instalație în care se prelucrează un material cu 30% cupru și 23% fier, cu un debit de aproximativ 200 t/24 h, în două cuptoare de prăjire de 6,7 m diametru care lucrează concomitent. Se oxidează pînă la sulfat de cupru aproximativ 75% din cuprul total, restul obținîndu-se sub formă de oxid de cupru. Randamentul extracției este de 97% în raport cu cantitatea inițială de cupru. Alimentarea minereului se face sub formă de noroi cu 20% umiditate.

În rapoartele tehnice franceze [50] se descrie o instalație semiindustrială de prăjire selectivă a calcopiritelor de flotație cu următoarele caracteristici:

Compoziție		Granulometrie	
Cu	28%	250—500 μ	15—30%
Fe	27%	75—250 μ	40—50%
S	36%	<75 μ	25—40%

Reactorul folosit este cilindric cu diametrul 102 mm și înălțimea 1500 mm. Alimentarea minereului se face cu un șnec care debutează în conducta de aer și mai departe, prin transport pneumatic. Pentru că la punctul de contact cu aerul, minereul se aprinde, producînd rapida deteriorare a șnecului, regiunea respectivă este răcită cu un curent de apă.

Se lucrează cu viteze de fluidizare de 25—35 cm/s, ceea ce corespunde la un timp de staționare mediu de 10—20 ore. Intervalul de temperatură în care se situează maximumul reacției de sulfatare a cuprului este foarte strîns și depinde de debitul de aer. Între 580 și 600°C se obțin randamente peste 93%, pentru un raport gravimetric aer : minereu de aproximativ 7, ceea ce corespunde unui exces de aproximativ 0,2 față de aerul teoretic. Rezultate asemănătoare se mai relatează în literatură. Astfel, Stephens [51] citează randamente de 97% la 600°C cu un debit de aer de 1,2 ori aerul teoretic. În diagrama din fig. 110 se poate observa variația randamentului cu temperatura pentru diferite excese de aer. Se constată din examinarea alurei curbelor extrema sensibilitate față de supraîncălziri a sistemului. Din acest punct de vedere se relatează perfecta izotermicitate a stratului fluidizat, a cărui devieri maxime de temperatură sînt de 10°C.

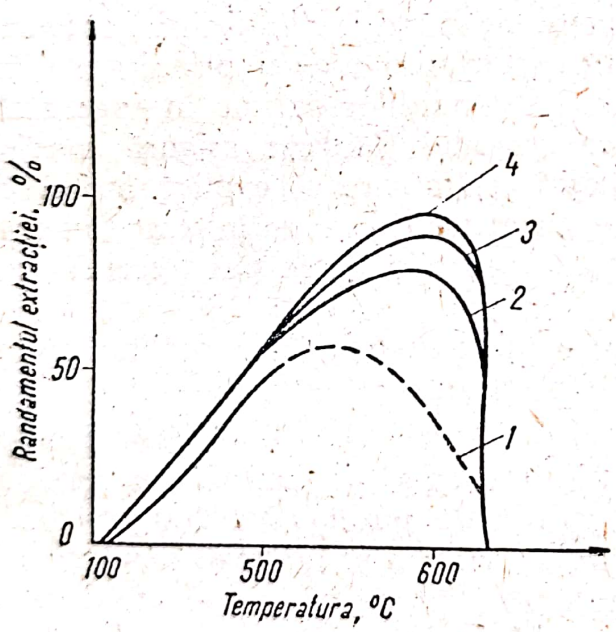


Fig. 110. Variația randamentului de extracție a cuprului cu temperatura și cu excesul de aer: consum de aer: *1* — 3 g/g minereu; *2* — 5,3 g/g minereu; *3* — 6,3 g/g minereu; *4* — 7,25 g/g minereu.

Fierul solubil nu dispare complet din sistem decît la o temperatură superioară temperaturii de disociere a sulfatului de cupru și deci nu este posibil să se obțină sulfat de cupru liber de fier. Pentru 94% randament de sulfatare a cuprului, proporția de fier solubil este de 25%. Concentrația bioxidului de sulf în gaze variază între 1 și 3%, ca o consecință a condițiilor de lucru descrise mai sus. M. Prangé și A. Ziegler [50] nu s-au preocupat de un studiu sistematic al condițiilor de insolubilizare a fierului. Stephens [51] arată că operînd cu gaze care conțin 8% bioxid de sulf și 4% oxigen, solubilizarea fierului scade la 5%.

Scanned with OKEN Scanner

Concentrate de cupru și zinc [52]. Rapoartele tehnice din S.U.A. descriu instalații în care se prelucrează materiale cu 10% cupru, 17% zinc și 22% fier. Prăjirea are loc la 700 ± 5°C, reglajul fiind obținut prin injecție de apă în strat, pe lîngă apa introdusă împreună cu minereul, care se alimentează sub formă de noroi cu 30% apă. Reziduul de la prăjire se alcalinizează, după care se procedează la extracția electrolitică a cuprului și a zincului.

Concentrate de sulfură de cobalt [46]. În U.R.S.S. se prelucrează concentrate de cobalt cu un conținut variabil de cupru, nichel și fier. Prăjirea în condiții optime conduce la un randament de extracție pentru cobalt de 77—83%, iar selectivitatea extracției este de 1 Co : 0,75 Cu : 0,48 Ni : 0,09 Fe. Productivitatea specifică a cuptorului în strat fluidizat este de 1500 kg/m^2 · 24 h, ceea ce reprezintă o cifră superioară cuptorului cu mai multe etaje.

Rapoartele tehnice din S.U.A. [53] recomandă pentru obținerea unui randament optim de extracție, o concentrație a gazelor de 8% bioxid de sulf și 4% oxigen. Acest procent de oxigen corespunde la un exces de aer de 2% și a rezultat dintr-un studiu al influenței excesului de aer asupra randamentului extracției. Acest studiu a arătat că variind excesul între 0,5 și 2%, randamentul crește de la 9 la 87%. Temperatura optimă pentru extracția selectivă a cobaltului este 650°C, randamentul extracției trecînd printr-un maxim bine marcat (75% la 600°, 87% la 650°, 14% la 700°), în timp ce în același interval de temperatură, curba variației randamentului de extracție a fierului scade de la 1,5% la 1% și mai departe la 0,3%.

Concentrate de plumb. Experimentarea se află încă la scară de laborator dar este foarte promițătoare: la 500—520°C un minereu cu 75% plumb se sulfatează în proporție de 65—70%, restul rămînînd în cea mai mare parte neoxidat.

2. Fabricarea varului în strat fluidizat

Calcinarea pietrei de var în strat fluidizat se efectuează azi la scară industrială. Avantajele procedeului în strat fluidizat sînt mai ales de ordin economic. Pentru utilizarea rațională a căldurii după principiul contracurentului se folosesc reactoare etajate care asigură în același timp și o staționare uniformă a particulelor de carbonat de calciu, ceea ce are ca efect obținerea unui produs cu puritate ridicată. La baza instalațiilor industriale în funcțiune astăzi, a stat un pilot [54] figurat schematic în fig. 111, care a funcționat mai mult de un an cu o producție de 11 t/zi. Înaintea acestui pilot s-au făcut studii pe reactoare de 10 cm diametru.

Scanned with OKEN Scanner

Pilotul din fig. 111 are un diametru de strat de 1,5 m și o înălțime de 7,6 m. Este compus din trei compartimente care comunică între ele prin deversoare de Cr-Ni. Combustibilul este injectat și ars direct în strat. Piatra de var este sfărîmată și mărunțită la 0,2—3 mm și eliberată de praful prea fin rezultat din sfărîmare, prin suflare cu aer. În stratul superior, temperatura este de 600°C. Injectoarele din stratul de calcinare ard un combustibil lichid cu aer preîncălzit la 250—300°C. Combustibilul arde repede și complet pe suprafața mare a particulelor de var. Se obține o descompunere de 99% la 930—950°C. La punerea în funcțiune a instalației se încălzește prima încărcatură de piatră de var din zona de calcinare la 600°C, cu ajutorul unui arzător plasat în zona de preîncălzire.

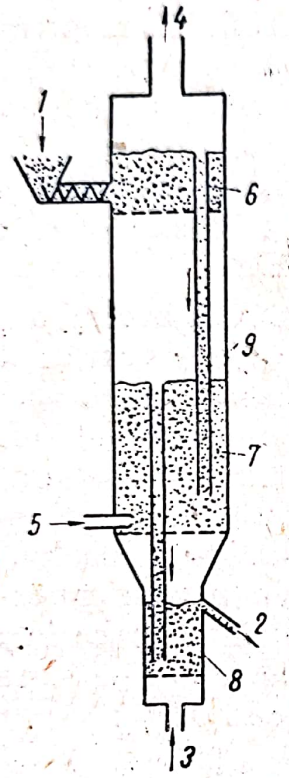


Fig. 111. Instalație pilot pentru arderea pietrei de var în strat fluidizat:

1 — alimentarea cu șnec a materiei prime; *2* — evacuarea produsului; *3* — intrarea aerului; *4* — ieșirea gazelor; *5* — injectarea combustibilului în strat; *6* — strat fluidizat pentru preîncălzirea materiei prime; *7* — idem, pentru calcinare; *8* — idem, pentru răcirea produsului și preîncălzirea aerului; *9* — deversoare.

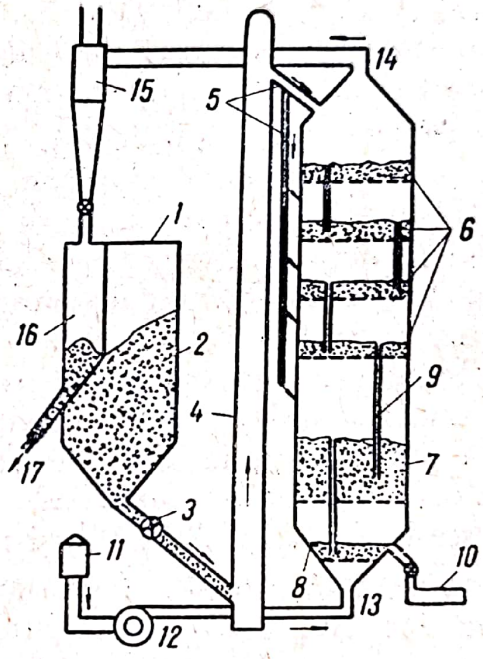


Fig. 112. Instalație industrială pentru arderea pietrei de var în strat fluidizat:

1 — rezervor de piatră de var măcinată; *2* — piatră de var; *3* — alimentator; *4* — elevator; *5* — conductă de încărcare; *6* — strate de preîncălzire; *7* — idem, de calcinare; *8* — idem, pentru răcirea produsului și preîncălzirea aerului; *9* — deversoare; *10* — răcitor pentru varul rezultat; *11* — filtru pentru aer; *12* — ventilator; *13* — intrarea aerului; *14* — ieșirea gazelor; *15* — ciclon; *16* — rezervor pentru oxidul de calciu separat în ciclon; *17* — ieșirea prafului fin de var.

Scanned with OKEN Scanner

În pilot, consumul de combustibil este foarte apropiat de cel clasic, dar el a fost micşorat în instalaţiile industriale care au urmat.

Prima instalaţie din lume care a produs var prin fluidizare a aparţinut societăţii Dorr şi folosea un reactor de 3,6 m în diametru, cu o producţie de 100 tone pe zi. Reactorul este format din patru zone de preîncălizire, una de calcinare şi alta de răcire (vezi fig. 112). Piatra de var mărunţită este depozitată în buncărul *1*, de unde este adusă la baza elevatorului *4* care o încarcă în reactor, în stratele *6* de preîncălzire. Temperatura din primul strat de sus este de aproximativ 500°C şi creşte pînă la aproximativ 850°C în al patrulea. În compartimentul de calcinare *7* se atinge temperatura de aproximativ 1 020°C. În felul acesta, gazele de ieşire se răcesc de la 1 020 la 500°C prin schimb de căldură cu piatra de var care este preîncălzită de la temperatura ambiantă la 850°C.

Din compartimentul de calcinare, oxidul de calciu rezultat cade în stratul inferior *8* unde se răceşte la aproximativ 360°C pe seama preîncălzirii aerului necesar fluidizării. Din acest strat varul deversează în răcitorul de var *10*. Gazele de ieşire sînt desprăfuite de ciclonul *15*, iar praful fin de var rezultat aici se culege prin *17*.

Proiecte anterioare pentru cuptoare de aceeaşi capacitate prevăd secţiuni deosebite pentru diferitele straturi, în funcţie de condiţiile de temperatură din fiecare strat. Secţiunea este astfel aleasă încît să se păstreze aproximativ aceeaşi viteză de fluidizare, ţinînd seama că pe lîngă variaţia temperaturii în fiecare strat variază şi debitul volumetric al gazelor din cauza bioxidului de carbon format din reacţia de descompunere a pietrei de var. Compartimentele de preîncălzire au secţiuni descrescînde în sus.

Calitatea varului obţinut prin fluidizare este excelentă, bioxidul de carbon rezidual fiind de aproximativ 0,6%. Consumul de combustibil este de aproximativ 120 litri pentru tona de produs. Cuptorul este prevăzut cu 12 injectoare, plasate la 15 cm de la baza plăcii perforate a stratului de calcinare. Se obţine o ardere completă a combustibilului folosind numai 2—5% exces de aer, datorită condiţiilor excelente de amestecare din stratul fluidizat. Combustia bună la temperaturi relativ mici este în mare măsură cauza economiei considerabile de combustibil obţinută în calcinarea în strat fluidizat.

O altă materie primă întrebuinţată pentru obţinerea varului este carbonatul de calciu rezultat ca deşeu de la industria sulfatului, a zahărului de sfeclă sau de la epurarea apei. În acest caz pulberea este formată din particule mai fine ca 50 μ şi cu o bună distribuţie a mărimii particulelor. Viteza de fluidizare cu care se lucrează este relativ mică, 15 cm/s. Obiecţiunea că praful foarte fin ar fi vătămător

Scanned with OKEN Scanner

sănătății a dus la constatarea că un adaos mic de carbonat de sodiu sau hidroxid de sodiu duce la formarea de aglomerate de var care cad la fundul stratului, fiind evacuate astfel ușor. Fenomenul are loc prin topirea particulelor de carbonat sau hidroxid la temperatura de reacție și lipirea prafului fin de var de aceste centre de aglomerare. În felul acesta, elutrierea este de maximum 10% și în consecință se poate mări viteza gazului de peste 10 ori, ceea ce micșorează considerabil secțiunea cuptorului.

3. Gazeificarea cărbunelui

Gazeificarea cărbunilor reprezintă procesul de transformare integrală a substanțelor organice din combustibilii solizi în gaze combustibile, sub acțiunea unui agent de gazeificare gazos, care lucrează prin temperatura și reactivitatea sa chimică. Agentul de gazeificare poate fi oxigen liber sau însoțit de azot (aer), vapori de apă sau amestecuri de oxigen, aer și vapori de apă. Procesul de gazeificare este continuu sau discontinuu, în funcție de natura agentului de gazeificare, respectiv în funcție de semnul efectului termic al reacțiilor care au loc între masa de cărbune și agentul de gazeificare.

Reacțiile fundamentale în gazogen și căldurile de reacție corespunzătoare sînt următoarele:

1. $C+O_2=CO_2+97\,800$ kcal/kmol
2. $2C+O_2=2CO+59\,400$ kcal/kmol
3. $CO_2+C=2CO-38\,400$ kcal/kmol
4. $C+H_2O=CO+H_2-28\,100$ kcal/kmol
5. $C+2H_2O=CO_2+2H_2-17\,800$ kcal/kmol
6. $CO+H_2O=CO_2+H_2+10\,300$ kcal/kmol

În cazul gazeificării cu aer au loc reacțiile 1—3. Cum reacția rezultantă este puternic exotermă, temperatura în gazogen se menține la nivelul necesar fără să fie nevoie de încălzire din afară. Procesul se poate conduce continuu. Gazul produs, denumit gaz de aer sau gaz sărac, are o putere calorică scăzută. Pierderile de căldură ale procesului sînt mari, deoarece temperatura cu care gazul părăsește gazogenul este ridicată (800—900°C).

În cazul gazeificării cu vapori de apă, au loc reacțiile 4 și 5. Cum ambele reacții sînt endoterme, temperatura cărbunelui scade și este necesar un aport de căldură din exterior pentru a menține temperatura la nivelul necesar. Acest lucru impune o fabricație periodică, în două faze alternative: 1) faza de insuflație caldă cu aer pentru combustie, în care cărbunele se încălzește și 2) faza de insuflație rece în care procesul de gazeificare consumă căldura din prima fază și deci cărbunele

Scanned with OKEN Scanner

se răcește. Gazul produs, denumit gaz de apă, are o putere calorică mare și constituie, datorită compoziției sale chimice, o materie primă valoroasă în industria chimică. Prețul de revenire al gazului de apă este însă mare, din cauza unui randament termic relativ mic al procesului, în comparație cu cel de formare al gazului sărac.

În cazul gazeificării cu un amestec de aer și vapori de apă, se cuplează reacția exotermă de oxidare a carbonului la oxid de carbon cu reacția endotermă de formare a gazului de apă, ceea ce face posibilă o funcționare continuă prin aceea că bilanțul termic global al procesului se încheie fără să mai fie necesare întreruperile periodice în vederea încălzirii cărbunelui. Admisia concomitentă a aerului și vaporilor de apă conduce la împărțirea înălțimii stratului de cărbune în două zone: zona de oxidare, în care aburul se preîncălzește fără a participa la reacție, și zona de gazeificare, în care începe acțiunea lui chimică însoțită de un efect de răcire. Gazul obținut are o putere calorică intermediară între gazul sărac și gazul de apă, de unde și numele lui de gaz mixt. Randamnetul termic al gazeificării este în acest caz superior cazurilor precedente.

Aplicarea fluidizării la procesele de gazeificare rezolvă în primul rînd problema utilizării prafului și a mărunților de cărbune, a căror prezență în gazogenele obișnuite constituie un impediment cu toate că reactivitatea lor mărită, ca o consecință a suprafeței lor specifice mari, ar fi chezășia unei productivități sporite a gazogenului. În plus, fluidizarea aduce avantajele ei specifice care se traduc, în cazul gazului de apă, de pildă, prin posibilitatea conducerii procesului în mod continuu într-un sistem de fluidizare cu circulație, cu două aparate. Într-unul ar avea loc încălzirea cărbunelui prin combustie cu aer, însoțită de formarea gazului sărac și în celălalt s-ar introduce aburul necesar generării gazului de apă, transportul căldurii din primul aparat în al doilea fiind făcută de particulele de cărbune. Această schemă de operație este sugerată în literatură [55] în 1950. Doi ani mai tîrziu s-au brevetat două instalații care lucrează după acest principiu [56, 57].

În fig. 113 se reprezintă instalația propusă în unul din aceste două brevete. Praful de cărbune este întîi cocsificat în vasul *4*. Cocsul este apoi încălzit în continuare la temperaturi ridicate, prin ardere cu aer în *5* și transportat într-un distribuitor *10* din care este repartizat sau în camera de cocsificare, sau într-o a treia cameră *6* unde are loc gazeificarea cu vapori de apă.

În cazul gazului mixt, aplicarea fluidizării a condus la un procedeu foarte răspîndit în practica industrială, procedeu cunoscut sub numele inventatorului său, Winkler. Forma cea mai perfecționată a procedeului Winkler folosește un amestec de abur și oxigen ca agent

Scanned with OKEN Scanner

de gazeificare. Proporția între oxigen și apă este dictată de considerente termice (căldura degajată într-o unitate de reacție de ardere compensează căldura necesară pentru aproximativ două unități din reacția de formare a gazului de apă și deci raportul oxigen : apă = 2 : 1). Folosindu-se oxigenul, gazul rezultat are o putere calorică superioară gazului mixt generat cu aer și apropiată de cea a gazului de apă, întrucît conține 66% oxid de carbon și 34% hidrogen față de 41% oxid de carbon și 21% hidrogen, cît are gazul mixt obținut cu aer, respectiv 50% oxid de carbon și 50% hidrogen cît are gazul de apă (aceste compoziții reprezintă compoziții teoretice).

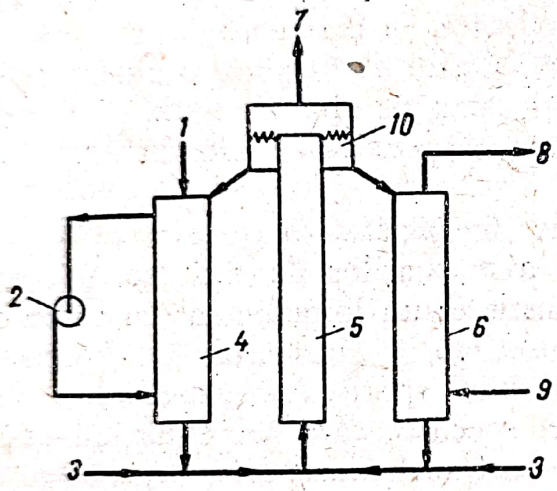


Fig. 113. Fabricarea gazului de apă în strat fluidizat:

1 — praf de cărbune; *2* — suflantă de recirculare; *3* — aer; *4* — strat fluidizat de cocsificare; *5* — strat fluidizat de ardere; *6* — strat fluidizat de generare a gazului de apă; *7* — gaze de ardere; *8* — gaz de apă; *9* — abur; *10* — distribuitor.

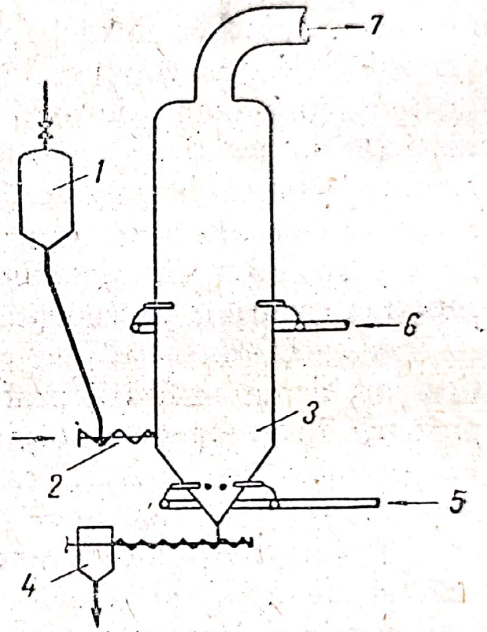


Fig. 114. Generator de gaz de apă tip Winkler:

1 — buncăr de cărbune; *2* — șnec de alimentare; *3* — strat fluidizat de cărbune; *4* — evacuarea zgurii; *5* — insuflația principală: abur+O_2; *6* — insuflația secundară: O_2; *7* — gaz de apă.

În fig. 114 se reprezintă un prototip de generator Winkler de mare productivitate și de o construcție foarte simplă.

Cele două procese chimice care au loc în stratul fluidizat de cărbune produc o micșorare continuă în timp a particulelor solide, pînă sub limita de antrenare a acestora. Pentru a evita pierderile de cărbune în gazele fierbinți, care părăsesc stratul încărcate cu cărbune, se insuflă un curent secundar de agent de gazeificare menit să desăvîrșească gazeificarea prafului antrenat. Insuflarea primară se face cu un amestec de apă și oxigen, iar insuflarea secundară, cu oxigen. Insuflarea secundară cu oxigen, pe lîngă satisfacerea dezideratului menționat mai sus, mai are un efect bun și asupra calității gazului

Scanned with OKEN Scanner

obținut, prin faptul că realizează temperaturi mari. Generatorul Winkler reprezintă deci cuplarea unei gazeificări în strat fluidizat cu gazeificarea unui praf în stare de suspensie.

Praful antrenat din stratul fluidizat evacuează din generator aproximativ 85—90% din cantitatea totală de cenușă. Restul de cenușă sinterizează în mici conglomerate care cad la baza stratului și sînt scoase de către un șnec din sistem.

Se dă în literatură [58] compoziția gazelor obținute într-un generator Winkler care prelucrează un cărbune brun german:

CO_2	16—19%
CO	41—38%
H_2	42—39%
CH_4	0,6— 1%
N_2	max. 0,9%

4. Semicarbonizarea huilei

Semicarbonizarea este pirogenarea, în absența aerului, a huilei la 500—600°C. Produsele semicarbonizării sînt: un semicocs cu un conținut de materii volatile inferior cărbunelui inițial, produse condensabile (apă, uleiuri, gudroane) și un gaz bogat. Dificultățile care se opun transferului caloric în cazul semicarbonizării sînt numeroase și fac greu de realizat această operație la scară industrială. Principala rezistență termică se datorește conductibilității foarte reduse a materialului. În plus, huila trece pe la 400°C printr-o fază de fuziune și masa de reacție se poate aglutina, ceea ce atrage dificultăți de ordin mecanic.

Diferitele tipuri de cuptoare de semicarbonizare încercate pînă în prezent prezintă toate dezavantajele care decurg dintr-un transfer caloric nesatisfăcător, printre care limitarea capacității este cea mai supărătoare. În plus, se adaugă numeroase dezavantaje constructive care atrag cheltuieli mari de întreținere.

Rapoartele tehnice franceze [59] recomandă aplicarea fluidizării pentru rezolvarea dificultăților de transfer caloric și mecanice, care se ivesc în procesul de semicarbonizare al huilei. Se descrie un reactor de tipul celui reprezentat în fig. 115, format din spațiul propriu-zis de carbonizare de formă cilindro-conică cu diametrul maxim de 375 mm, conducta de preaplin pentru evacuarea semicocsului și camera de degajare de 760 mm diametru. Alimentarea cu cărbune se face prin transport pneumatic sau cu ajutorul unui alimentator cu șnec, pe la baza reactorului sau pe la partea superioară a reactorului, printr-un distribuitor de tip special.

Scanned with OKEN Scanner

Agentul de fluidizare este sau un gaz de ardere cald, provenit dintr-un focar alimentat cu gaz sărac şi aer sau un amestec de oxigen şi abur supraîncălzit sau aer cald. Viteza agentului de fluidizare depinde de granulometria materialului şi de natura agentului de fluidizare. Valorile vitezei de fluidizare la temperatura de regim sînt:

aer	35—55 cm/s	pentru granulometria 0,2 — 3 mm
aer	85 cm/s	pentru granulometria 0,45— 6 mm
abur+oxigen . .	50—85 cm/s	pentru granulometria 0,2 — 3 mm
gaze de ardere . .	90 cm/s	pentru granulometria 0,2 — 3 mm

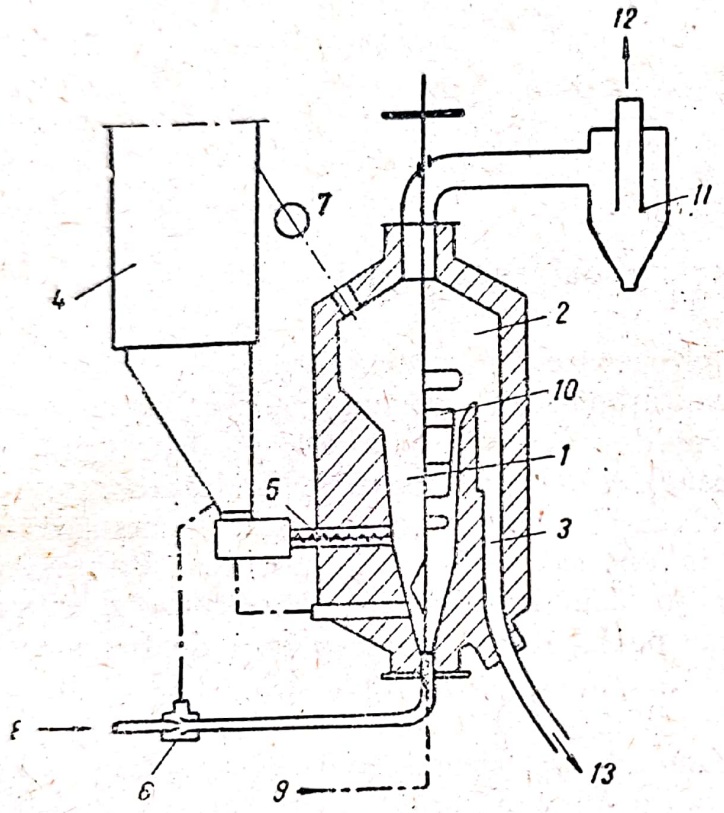


Fig. 115. Reactor pentru semicarbonizarea huilei în strat fluidizat:

1 — spaţiu de reacţie; *2* — cameră de degajare; *3* — conductă de preaplin; *4* — rezervor; *5* — şnec de alimentare; *6* — teu de antrenare; *7* — distribuitor de tip special; *8* — aer sau amestec H_2O+O_2; *9* — gaze de ardere; *10* — agitator; *11* — ciclon; *12* — produse condensabile; *13* — semicocs.

Condiţiile de fluidizare sînt deci foarte largi şi procedeul are o supleţe satisfăcătoare.

Huila trece prin jurul temperaturii de 400°C printr-o fază de fuziune mai mult sau mai puţin pronunţată, ceea ce poate provoca aglutinarea sau chiar prinderea în masă a materialului. In cazul cărbunilor greu fuzibili, turbulenţa stratului, prezenţa semicocsului deja format şi întinderea redusă a zonei plastice, în urma vitezei mari de încălzire, sînt suficiente pentru a evita aglutinarea. În cazul cărbunilor uşor fuzibili, reactorul este prevăzut cu un agitator mecanic, care egalizează stratul şi evită formarea conglomeratelor locale.

Încălzirea cărbunelui se face prin intermediul agentului de fluidizare. S-au încercat două posibilităţi :

1. O parte din cărbune (aproximativ 3%) arde cu oxigenul conţinut în agentul de fluidizare (aer sau amestec de oxigen şi vapori de apă). În acest caz reglajul se face variind debitul de cărbune sau,

Scanned with OKEN Scanner

în cazul amestecului de oxigen și vapori de apă, variind concentrația oxigenului. La aceste sisteme există pericolul alterării gudroanelor prin oxidare.

2. Căldura sensibilă a gazelor de ardere, care mențin stratul în stare fluidizată, asigură și necesarul caloric al sistemului. În acest caz însă, problemele termice impun să se lucreze la debite mari de agent de fluidizare și produsul gazos este foarte diluat.

Timpul de staționare mediu al cărbunelui în strat variază între 10 și 33 min. Reglarea caracteristicilor semicocsului, mai ales a conținutului său în materii volatile, se face prin reglarea temperaturii stratului fluidizat.

Semicocsul obținut se prezintă ca o pulbere cu o greutate specifică aparentă cuprinsă între 0,3 și 0,5 gf/cm^3 și este echivalent cu semicocsul produs prin procedeele obișnuite.

Produsul condensabil al semicarbonizării conține componenți ușori în cantitate mică. Gudroanele sînt diferite de gudroanele primare clasice din punct de vedere al greutății moleculare, al solubilității și al structurii. Această deosebire este probabil o consecință a modului brusc de încălzire, a evacuării rapide a substanțelor volatile și a absenței zonelor de supraîncălzire în aparat. Pe lîngă aceste deosebiri de calitate, încălzirea rapidă are un efect și asupra cantităților de gudron formate. În procedeele clasice, randamentul de formare al gudroanelor este aproximativ 12%, în timp ce în procedeul cu strat fluidizat s-au obținut și randamente de 20%. Studii mai noi, cu un reactor de 1,33 m în diametru, au dus totuși la concluzia că randamentul în produse condensabile nu este superior la stratul fluidizat față de procedeele clasice. Calitatea gazului depinde de agentul folosit pentru fluidizare: cu un amestec de oxigen și vapori de apă se obține un gaz bogat (3 500—4 500 kcal/m^3 N putere calorică); cu aer — un gaz sărac (900—1 500 kcal/m^3 N putere calorică); cu gaze de ardere — un gaz practic inutilizabil (200—450 kcal/m^3 N putere calorică).

În concluzie, fluidizarea permite semicarbonizarea în condiții bune a cărbunilor. Produsele semicarbonizării prin fluidizare fiind normale, de partea fluidizării rămîn avantaje de aparatură și rapiditatea schimbului caloric, ceea ce se traduce prin productivități foarte mari ale instalațiilor.

5. Fabricarea sulfurii de carbon

Din producția mondială de sulfură de carbon, partea cea mai importantă se fabrică astăzi încă prin procedeul retortelor, materie primă fiind cărbunele și vaporii de sulf. Procedeul retortelor, deși a fost mult perfecționat în decursul timpului din punct de vedere cons-

Scanned with OKEN Scanner

tructiv, a atins în ceea ce privește productivitatea, un maxim, la nivelul căreia stagnează de vreo 30 de ani. Depășirii acestui maxim i se opun în primul rînd considerente de ordin termic, pentru că mărirea de volum nu este însoțită de o creștere proporțională a suprafeței de încălzire. Aplicarea fluidizării la fabricarea sulfurii de carbon, pe lîngă alte avantaje constructive și teohnologice, are meritul principal de a permite ridicarea productivității retortelor, eliminînd prin excepționalele calități termice ale stratului fluidizat, bariera pe care stratul fix o punea în calea unui transfer caloric eficient.

În datele din literatură [60] în legătură cu fabricarea prin fluidizare a sulfurii de carbon, se descrie instalația din care se redă în fig. 116 reactorul. Sursa de carbon folosită este un cărbune de lemn cu 75—85% carbon sau un semicocs de cărbune brun cu 60—75% carbon, cu o granulometrie de 0—10 mm. Instalația este formată dintr-o retortă *1* care se află în interiorul unui cuptor de zidărie *2*. In felul acesta se delimitează un spațiu de încălzire concentric cu corpul retortei. Cărbunele, activat în prealabil prin fluidizare cu gaze de ardere fierbinți, intră în retortă prin șnecul *3*. Agentul de fluidizare este format dintr-un amestec de vapori de sulf și gaze de ardere, extrase din corpul cuptorului de încălzire al retortei. Vaporii de sulf intră în sistem prîn *4* la 850—900°C, deci în stare disociată (S_2), după ce în prealabil s-a făcut vaporizarea sulfului lichid într-un vaporizator și mai departe, supraîncălzirea vaporilor pînă la completa disociere. Datorită schimbului activ de căldură între pereții retortei și stratul fluidizat, poate intra în sistem întreaga cantitate de căldură necesară desăvîrșirii reacției, pentru un debit mare de alimentare cu sulf. Deoarece gazele de combustie care se amestecă cu vapori de sulf, pentru a forma agentul de fluidizare,

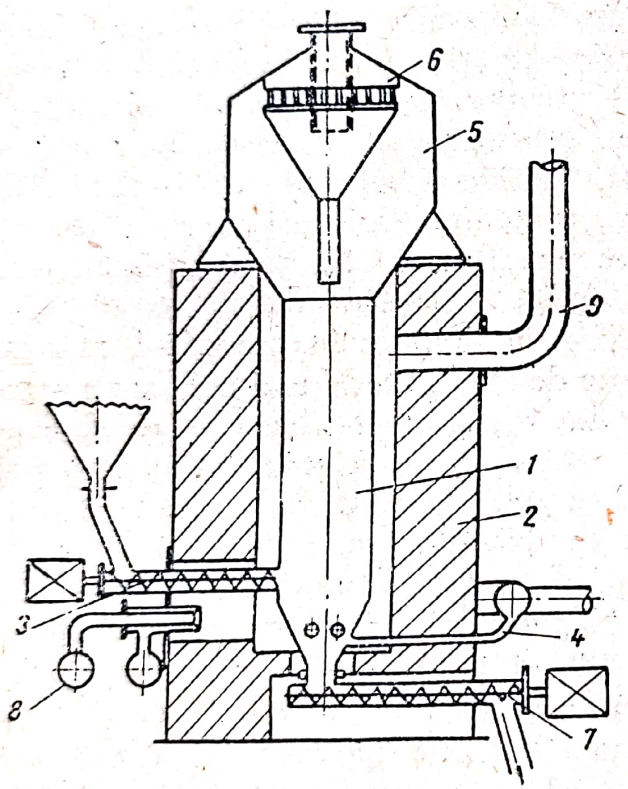


Fig. 116. Reactor pentru sulfură de carbon în strat fluidizat:

1 — retortă; *2* — cuptor de zidărie; *3* — șnec de alimentare; *4* — intrarea vaporilor de sulf; *5* — spațiu de degajare; *6* — ciclon; *7* — șnec pentru evacuarea cenușii; *8* — injecția combustibilului; *9* — ieșirea gazelor de ardere.

Scanned with OKEN Scanner

conţin urme de oxigen (0,2%), în bilanţul termic al retortei apare o sursă suplimentară de căldură în urma degajării căldurii de ardere a unei părţi din sulf la bioxid de sulf.

Gazele de reacţie părăsesc retorta după ce au fost debarasate de cărbunele antrenat în ciclonul *6*. Sulful nereacţionat se elimină apoi prin spălare cu sulf lichid, iar fluxul de gaze de reacţie intră mai departe în instalaţiile anexe de separare a sulfurii de carbon de hidrogenul sulfurat, sulful din hidrogenul sulfurat fiind recuperat prin ardere în sobe Clauss. Cenuşa se acumulează la baza stratului din cauza greu-

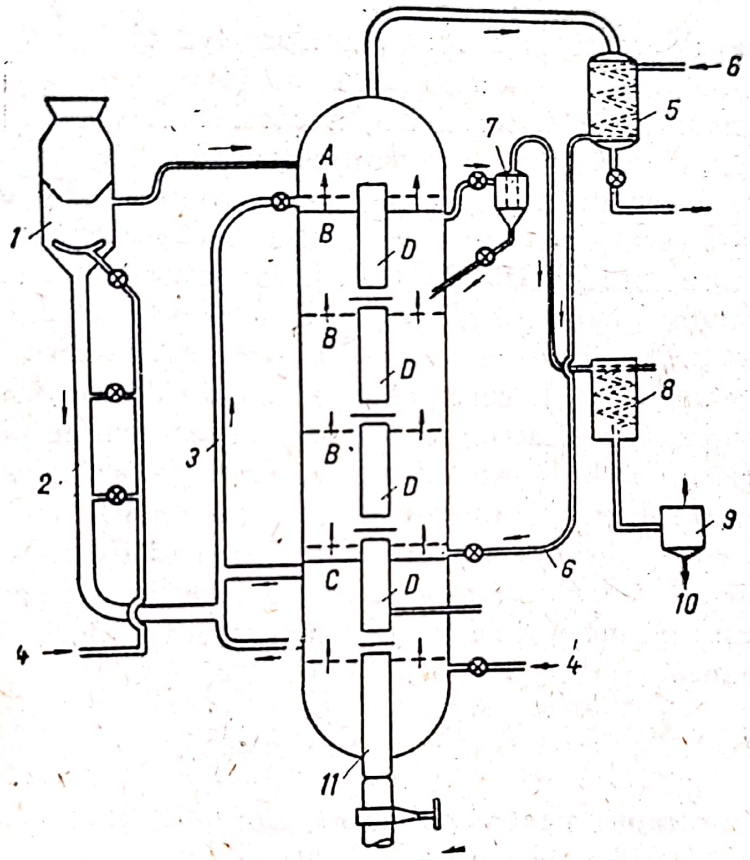


Fig. 117. Instalaţie pentru sulfură de carbon cu reactor multietajat:
A — zonă de încălzire a cocsului; *B* — zonă de reacţie; *C* — zonă de preîncălzire a gazului; *D* — deversor; *1* — rezervor de cocs; *2* — conductă de coborîre; *3* — conductă de urcare; *4* — aer; *5* — supraîncălzitor de vapori de sulf; *6* — vapori de sulf; *7* — ciclon; *8* — condensator; *9* — separator; *10* — sulfură de carbon; *11* — evacuarea cenuşii.

tăţii sale specifice mari şi este evacuată continuu sau discontinuu din sistem.

O schemă mai complexă realizată în S.U.A. este redată în fig. 117. Spaţiul de reacţie este subîmpărţit în trei zone: o zonă superioară de încălzire *A*, o zonă intermediară de reacţie *B* şi o zonă inferioară de preîncălzire *C*.

Scanned with OKEN Scanner

Alimentarea cu pulbere de cocs se face prin transport pneumatic cu aer sau alt gaz, în zona de preîncălzire *A*. Aici are loc o ardere parțială prin care cocsul este adus la temperatura de reacție. Cocsul preîncălzit deversează în zona de reacție *B*, unde fluidizarea lui se face cu vapori de sulf supraîncălziți. Sulfura de carbon formată se condensează în condensatorul *8*. În zona *C* se face preîncălzirea gazului care face transportul pneumatic al cocsului proaspăt, pe seama căldurii conținute în cenușă.

6. Reducerea oxizilor de fier cu hidrogen

Calcinarea siderozei în scopul transformării ei în oxizi reductibili direct prin procedeele obișnuite este întovărășită de formarea unei cantități importante de material fin, a cărui reducere prin procedeele clasice ar fi imposibilă din cauza granulometriei sale. Fluidizarea vine să revalorifice un subprodus care altfel ar deveni un deșeu. Materialul calcinat despre care este vorba se caracterizează printr-o constituție chimică în care predomină Fe_3O_4 și o granulometrie medie de 50—150 μ, limita superioară a spectrului mergînd pînă la 400 μ.

Încercările de reducere în strat fluidizat ale oxizilor de fier sînt descrise în literatură [61], care relatează condițiile de reacție optime. Sub 500°C viteza de reacție este mică, randamentele obținute sînt mediocre și fierul obținut este piroforic. Peste 500°C fierul încetează de a mai fi piroforic și randamentul hidrogenării crește ajungînd pînă la 90%, cu condiția ca viteza hidrogenului să fie suficientă pentru a evita fenomenul de aglutinare care ar avea loc în caz contrar. Riscul aglutinării crește pe măsură ce crește temperatura și deci viteza trebuie mărită corespunzător:

t,°C	viteza, cm/s	*t*,°C	viteza, cm/s
500	22	700	40
600	35	800	43

Cu aceste precauții pentru evitarea aglutinării s-a reușit ridicarea randamentului la 97%, lucrînd la 700°C cu un consum de hidrogen de 0,24 g/g. Fierul obținut prin acest procedeu are o suprafață activă foarte mare și poate fi folosit în consecință drept catalizator.

7. Alte aplicații ale fluidizării la procese necatalitice

Clorurarea metanului. Se menționează în literatură că procesul este foarte avantajos [62, 63], utilizînd un strat fluidizat format dintr-un material inert, de exemplu nisip fin.

Clorurarea [62] se efectuează într-o instalație de fluidizare cu circulația solidului (fig. 118). Instalația este formată din reactorul pentru clorurare *1*, reactorul *2* pentru formarea complexului $CuCl_2 \cdot CuO$

Scanned with OKEN Scanner

(oxidul fiind format prin oxidarea cu aerul din conducta de urcare) și reactorul *3* pentru reținerea acidului clorhidric și transformarea sa în $CuCl_2$. Reacțiile care au loc în reactorul *1* sînt:

$$RH + Cl_2 = RCl + HCl \quad (1)$$

$$CuO \cdot CuCl_2 + 2HCl = 2CuCl_2 + H_2O \quad (2)$$

$$2CuCl_2 + RH = RCl + Cu_2Cl_2 + HCl \quad (3)$$

$$2RH + Cl_2 + CuO \cdot CuCl_2 = 2RCl + H_2O + Cu_2Cl_2 \quad (4)$$

și în reactorul *2*:

$$Cu_2Cl_2 + O = CuO \cdot CuCl_2. \quad (5)$$

În reactorul *3* are loc reacția (2) de mai sus, care de fapt este o operație de scrubbing a hidrocarburilor clorurate cu $CuO \cdot CuCl_2$, care curge din reactorul *2* prin conducta de coborîre *4*.

Clorurarea ftalocianinelor pentru coloranți este de asemenea propusă [64].

Clorurarea ilmenitei [65] se face în scopul recuperării fierului sub formă de $FeCl_3$. Efectuarea reacției în strat fluidizat se face cu ilmenită nisipoasă de 0,1—2,5 mm, la 1 000°C. Reacția este endotermă și se clorurează preferențial fierul. Clorura ferică rezultată se evacuează cu gazele de ieșire iar TiO_2 este îndepărtat pe la baza stratului.

Obținerea oxizilor carbonului și ai sulfului în stare pură. Fluidizarea permite obținerea oxizilor puri ai carbonului (CO și CO_2) și ai sulfului (SO_2) din materiale cu carbon sau sulf. Purtătorul de oxigen este un oxid metalic și avantajul procedeului constă în posibilitatea obținerii oxizilor gazoși în stare pură, eliminîndu-se în acest fel separarea de azot, inerentă într-o oxidare făcută cu aer.

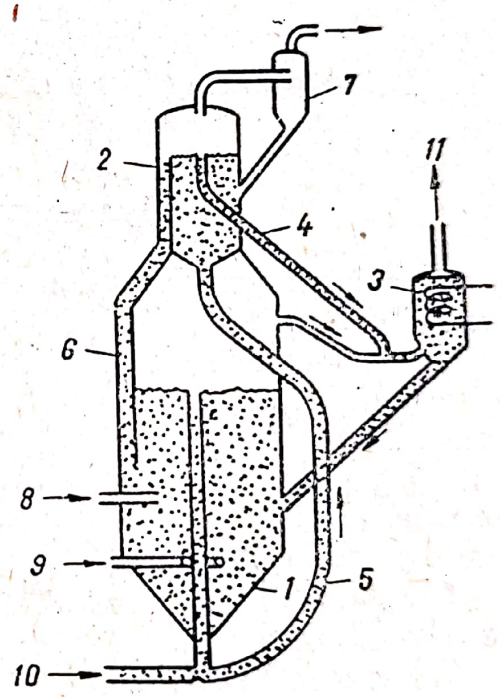


Fig. 118. Reactor pentru clorurarea metanului:

1, 2, 3 — reactoare; *4* — conductă de coborîre; *5* — conductă de urcare pentru Cu_2Cl_2; *6* — conductă de coborîre a $Cu \cdot CuCl_2$; *7* — ciclon; *8* — intrarea clorului; *9* — intrarea metanului; *10* — intrarea aerului; *11* — ieșirea produsului.

Obținerea hidratului de hidrazină. Alt caz de oxidare rezolvat prin fluidizare îl constituie oxidarea amoniacului direct la hidratul de hidrazină. Reacția se efectuează într-un strat fluidizat format dintr-un oxid metalic, ușor reductibil. Acesta este reoxidat într-un al doilea strat

fluidizat și întors înapoi în stare oxidată în primul strat, unde aduce oxigenul necesar oxidării amoniacului.

Distilarea destructivă a rumegușului de lemn a fost de asemenea încercată în strat fluidizat și rezultatele sînt foarte interesante. Pentru distilarea lemnului în strat fluidizat există în literatură două rapoarte [67, 68]. În prima lucrare [68] se descrie distilarea rumegușului de lemn de esență tare cu azot la 400°C și presiune atmosferică, într-un reactor de circa 5 cm diametru, în regim discontinuu. Produsele obținute sînt metanol, acid acetic și bioxid de carbon.

Distilarea tutunului în strat fluidizat urmărește producerea acidului nicotinic. În locul oxidării chinolinei și a betapicolinei, se supune tutunul fin divizat unei distilări în strat fluidizat cu aer umed de 66—104°C, timp de aproximativ 22 ore [69]. Nicotina se oxidează complet la acid nicotinic, care este extras cu apă sau alcali.

D. Aplicațiile fluidizării la procese fizice

1. Uscarea gazelor și a solidelor

O aplicare importantă a tehnicii fluidizării o constituie uscarea gazelor și a solidelor.

Uscarea gazelor umede a fost propusă într-un brevet [70] folosind un material inert rece în stare fluidizată, agent fluidizant fiind gazul umed. Trecînd prin strat, umiditatea gazului se condensează și apoi se solidifică sub forma unor cristale fine de gheață, care sînt antrenate de gaze. Gheața se separă într-un separator centrifugal, iar gazul trece mai departe în stare uscată.

Ciborowski [71] usucă gazele prin fluidizare întrebuințînd silicagelul ca adsorbent, ușor de regenerat prin încălzire.

Uscarea solidelor umede are o importanță mare pentru că în multe procese chimice sau fizice solidele reacționează în mediu lichid sau trebuie spălate pentru îndepărtarea impurităților. Eliminarea mecanică a apei (în general a lichidului), care trebuie să constituie întotdeauna prima treaptă de uscare, nu poate fi niciodată totală. În funcție de tipul și eficacitatea utilajului întrebuințat și de caracteristicile materialului solid și ale lichidului, rămîne o cantitate de lichid care trebuie să fie eliminată prin vaporizare. Metoda cea mai economică o constituie vaporizarea cu aer cald. Metodele mai moderne (încălzire cu curenți de înaltă frecvență, încălzire prin dielectric, radiații infraroșii etc.) sînt costisitoare și au aplicabilitate limitată.

Uscarea cu aer cald poate fi efectuată în diferite tipuri de uscătoare: uscătoare dulap, uscătoare tunel, tambure de uscare, uscă-

Scanned with OKEN Scanner

toare în suspensie (pneumatice), atomizoare etc. Randamentele calorice și umiditatea finală variază de la un tip de uscător la altul. În ultimul timp au apărut uscătoare în strat fluidizat. Acestea se caracterizează prin următoarele avantaje:

— randamente calorice ridicate;

— spațiu redus și timp de uscare mic, ceea ce se traduce prin productivități foarte ridicate;

— la uscătoarele discontinue temperatura de uscare a materialului este joasă, permițînd uscarea substanțelor termolabile;

— posibilitatea reglării exacte a umidității finale;

— posibilitatea uscării materialelor cu un timp lung de uscare.

Dezavantajele uscătoarelor în strat fluidizat sînt dezavantajele comune tuturor fluidizărilor, care în cazul de față se traduc prin pierderi de material sub formă de praf fin antrenat de aerul de uscare. Folosind însă numai filtre-saci așezate în capul uscătorului, pierderile de praf sînt evitate (v. uscătorul de PCV de la cap. „Fluidizarea în R.P.R.").

Uscătoarele continue sînt recomandate pentru uscarea substanțelor termostabile, deoarece timpul de staționare real al unor particule poate fi mai mare decît timpul de staționare permis pentru substanța respectivă la temperatura din uscător. Mersul procesului fiind continuu, urmează că temperatura stratului este destul de ridicată față de temperatura punctului de rouă și materialul solid staționează în aceste condiții pînă în momentul evacuării. Uscătoarele continue sînt întrebuințate cu succes la uscarea cărbunelui, a pietrei de var (în acest caz uscarea este însoțită de o sortare) etc.

În S.U.A., uscarea termică a mărunților de cărbuni este pe cale de a ocupa o poziție de primă importanță în procesul de preparare a cărbunilor. Ameliorarea cărbunilor, numită curent înnobilare, are drept scop de obicei reducerea conținutului de cenușă și se realizează prin metodele de prelucrare cunoscute. Totuși, principalul balast al cărbunelui este constituit de apă și nu de cenușă. Apa este chiar mai dăunătoare decît cenușa, în sensul că nu contribuie la producerea căldurii, dar consumă căldură prin evaporare. Problema fabricării brichetelor constă în eliminarea apei conținute în cărbune. De asemenea, eliminarea apei la turbă reprezintă o condiție de bază pentru folosirea ei economică drept combustibil.

Mărunții de cărbune se usucă foarte bine în strat fluidizat. În funcție de temperatura gazului de uscare se pot obține teoretic, la 1 093°C și 122 cm/s viteză de fluidizare, productivități de 9,7 $t/m^2 \cdot h$, uscarea efectuîndu-se de la 25% pînă la 0% umiditate. La 538°C și 27 cm/s se obțin productivități de 0,8 $t/m^2 \cdot h$ [72].

Scanned with OKEN Scanner

Materialul umed se încarcă la baza stratului cu ajutorul unui şnec alimentat dintr-un buncăr, iar materialul uscat se evacuează printr-o ţeavă aşezată sub nivelul stratului fluidizat. Praful fin antrenat este separat într-un ciclon, al cărui picior este imersat în strat. Schimbul de căldură în strat este foarte rapid. De exemplu, temperatura de 600°C a gazelor la intrarea în strat scade la 170°C la numai 5 cm de la nivelul intrării, şi această temperatură se menţine constantă pînă la ieşirea din strat, fapt care arată şi o uniformitate a schimbului de căldură. Pierderea de praf poate fi redusă pînă la 0,5% din alimentare. În instalaţia pilot descrisă în literatură [72] s-au obţinut randamente termice globale (neglijîndu-se pierderile prin radiaţie) de maximum 84%, intervalul fiind de 72—84%, lucrîndu-se cu un cărbune de 17—24% umiditate şi cu o temperatură de intrare a gazelor de 540—600°C. Umiditatea cărbunelui era îndepărtată practic total.

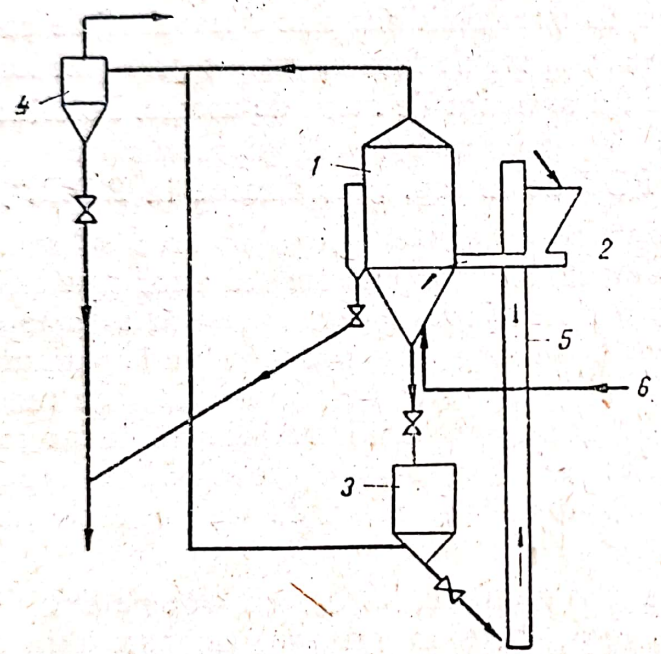


Fig. 119. Uscător în strat fluidizat:
1 — uscător; *2* — alimentator; *3* — concasor; *4* — ciclon; *5* — elevator cu cupe; *6* — intrarea gazelor calde.

Un uscător ingenios este redat în fig. 119 [73]. În acest uscător se alimentează cărbuni cu granulaţie de peste 20 mm. Din alimentarea formată dintr-un spectru de 0—20 mm, numai fracţiunea 2—20 mm formează stratul fluidizat în uscătorul propriu-zis. Particulele mai mici de 2 mm sînt antrenate, iar cele peste 20 mm cad în concasorul *3* unde sînt sfărîmate. Praful rezultat este readus în uscător, via elevator—şnec.

Un alt uscător [74] în funcţiune usucă praf de cărbune cu o producţie de 100 t/zi. Umiditatea iniţială de 10% este coborîtă pînă la 1%. Cantitatea de apă evaporată reprezintă un debit de 1,25 kg/s.

Uscătoare discontinue. În uscătorul discontinuu întreaga şarjă de material se încarcă la începutul operaţiei de uscare. Uscarea decurge în două faze distincte, marcate de evoluţia temperaturii din strat. Această evoluţie arată, timp de circa 9 zecimi din timpul total de uscare, o temperatură constantă în tot stratul şi egală cu temperatura termo-

Scanned with OKEN Scanner

metrului umed. În această perioadă, viteza de uscare este constantă și are loc îndepărtarea umidității superficiale. Dacă grosimea stratului de material este destul de mare, gazul de uscare părăsește stratul complet saturat, avînd o temperatură egală cu temperatura termometrului umed. Dacă distribuția aerului de uscare este bună și temperatura acestuia este destul de ridicată, aerul continuă să fie saturat, iar după ce umiditatea superficială a fost îndepărtată, începe să se evapore umiditatea internă.

În cazul fluidizării, umiditatea internă este ușor de îndepărtat din cauza dimensiunilor reduse ale particulelor. Perioada îndepărtării umidității interne ca și încălzirea materialului uscat reprezintă perioada de uscare cu viteză variabilă. Aerul își ridică temperatura pînă cînd temperatura sa de ieșire este egală cu cea de intrare. Uscarea este în acest moment terminată.

Uscătoarele discontinue sînt foarte indicate din cauză că pe lîngă alte avantaje legate de uscarea în strat fluidizat prezintă și condițiile unei uscări menajante pentru material. În felul acesta se pot usca materiale foarte sensibile la acțiunea căldurii [75].

2. Hipersorbția în strat fluidizat

Aplicațiile adsorbției includ separări de gaze greu condensabile, recuperări și concentrări de substanțe aflate în concentrații reduse în diferite fluide și separări de substanțe cu puncte de fierbere apropiate. Folosirea la scară industrială a adsorbției în asemenea cazuri a fost limitată pînă în prezent de dificultatea obținerii unui contact continuu, în contracurent, a fluidului cu solidul. Dezvoltarea procesului de hipersorbție, care folosește un strat mobil de adsorbent, pentru punerea în contact a gazelor cu solide în contracurent, reprezintă un prim progres în direcția utilizării adsorbenților solizi. Prin întrebuințarea fluidizării, folosirea la scară industrială a adsorbției ca procedeu de separare a gazelor își consolidează mai mult poziția datorită simplității aparaturii și a posibilității de a transfera în mod eficient căldura. Aplicarea fluidizării la adsorbția continuă a gazelor prezintă o deosebire importantă față de operațiile obișnuite, care se execută în strat fluidizat, ca de pildă cracarea catalitică. În tehnica obișnuită a fluidizării se folosesc reactoare unice, de diametru mare, în care se urmărește amestecarea perfectă a granulelor, pentru a asigura condiții izoterme și un transfer caloric maxim. Aplicînd fluidizarea la un proces de adsorbție, este necesar să se pună în contact gazul cu adsorbentul în trepte, în mai multe straturi fluidizate, dispuse ca într-o coloană cu talere.

Scanned with OKEN Scanner

În fig. 120 se redă schema unei instalații pilot de hipersorbție în strat fluidizat [76]).

Curentul gazelor de alimentare este introdus la mijlocul coloanei de adsorbție, care este formată din 6 talere. Alimentarea cu cărbune se face la vîrful coloanei. Cărbunele străbate coloana de sus în jos, curgînd din taler în taler prin deversoare. Componenții mai grei ai gazului de alimentare sînt adsorbiți selectiv și purtați de cărbune spre baza coloanei, unde se află secțiunea de desorbție. Cărbunele este încălzit aici la 260°C și pus în contact cu aburul, pentru a-l elibera de hidrocarburile adsorbite. O parte din hidrocarburile desorbite sînt uscate și întoarse în partea inferioară a coloanei, în secțiunea de rectificare, sub formă de reflux, pentru a contribui la îmbogățirea cărbunelui în hidrocarburi grele. Restul de hidrocarburi desorbite se scoate din sistem ca produs de fund. Compușii ușori se urcă prin coloană și sînt scoși din sistem ca produse de vîrf (trebuie subliniat că scoaterea prizelor laterale de gaz poate fi ușor realizată în procesul de hipersorbție în strat fluidizat). Cărbunele care a trecut prin desorber intră într-un stripper, în care un mic curent de recirculare format din produsul de vîrf îndepărtează aburul de pe cărbune. La ieșirea din stripper, un curent de produs de vîrf ridică cărbunele prin transport pneumatic într-un răcitor plasat în vîrful coloanei de hipersorbție. După ce este în prealabil răcit la 50°C în acest răcitor, cărbunele este transportat într-un rezervor așezat deasupra coloanei de adsorbție. În felul acesta cărbunele reia ciclul.

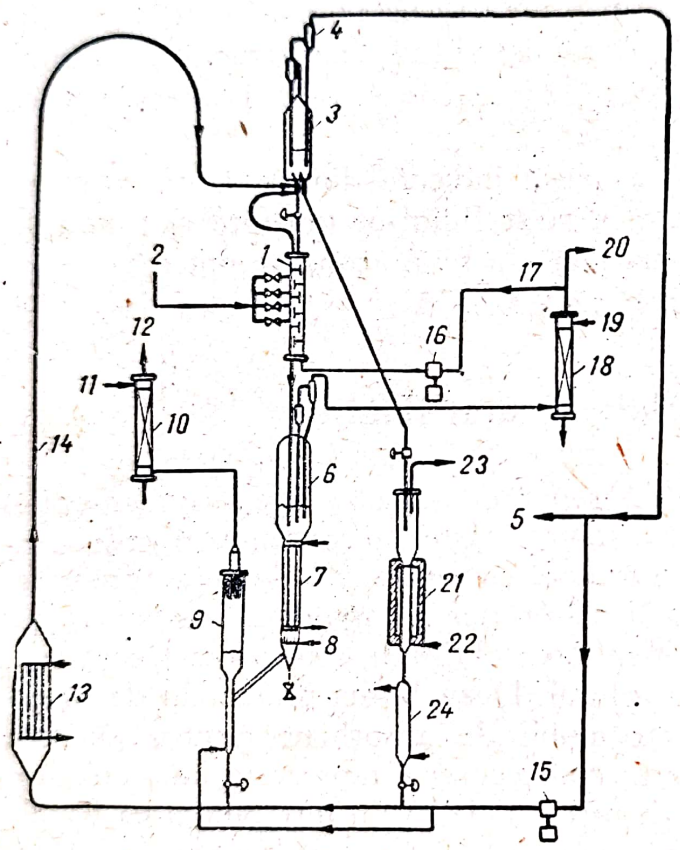


Fig. 120. Pilot de hipersorbție în strat fluidizat: *1* — adsorber; *2* — alimentare; *3* — rezervor cărbune; *4* — cicloane; *5* — produs de vîrf; *6* — desorber; *7* — secțiune de încălzire cu dowterm; *8* — abur; *9* — stripper; *10* — scruber cu apă; *11* — apă; *12* — la produs de vîrf; *13* — răcitor cărbune; *14* — conductă de urcare; *15* — compresor pentru gaz-lift; *16* — compresor pentru reflux; *17* — reflux; *18* — scruber cu apă; *19* — apă; *20* — produse de fund; *21* — reactivator; *22* — abur sau gaz inert; *23* — ieșirea gazelor de reactivare; *24* — răcitor.

Scanned with OKEN Scanner

Instalația mai prevede un reactivator pentru regenerarea cărbunelui dezactivat. În acest scop, o mică porțiune din cărbunele în circulație se scoate în mod continuu din rezervorul de cărbune și se introduce în reactivator, după care reintră în coloana de adsorbție, via gaz-lift. În reactivator sînt două nivele de temperatură (540°C—820°C) și se folosește abur ca mediu de fluidizare. La 820°C rolul aburului devine activ prin aceea că reacționează cu substanțele dezactivante și cu cărbunele.

În pilot s-a lucrat la presiuni de maximum 5,6 kgf/cm^2. Eventualitatea creșterii presiunii la valori mai mari în instalațiile industriale nu este limitativă, întrucît tehnica fluidizării solidelor a demonstrat în cadrul „hidroformării fluide" că poate lucra la presiuni pînă la 18 kgf/cm^2. Temperatura medie la vîrful coloanei este de 55°C și crește la 100°C la baza coloanei din cauza degajării căldurii de adsorbție.

În domeniul vitezelor mari de fluidizare, în care fluidizarea este bună, eficacitatea talerelor dintr-o coloană de hipersorbție în strat fluidizat este de 100%. Estimarea eficacității separării se bazează pe analiza probelor de vapori de pe fiecare taler în parte și se calculează cu expresia:

$$E = \frac{Y_n - Y_{n-1}}{Y_n^* - Y_{n-1}}$$

în care:

Y este fracția molară a componentului ușor în amestecul binar de vapori;

Y^* — Y în echilibru cu compoziția fazei adsorbite. Se calculează dintr-un bilanț de materiale;

n, $n-1$ — talere de adsorbție adiacente.

În domeniul vitezelor mici, în care se produce canalizare, eficacitatea scade. În condiții normale de operare se poate conta pe eficacități de 100%.

Probe de vapori luate simultan în diferite puncte ale aceluiași taler de adsorbție nu indică gradienți de concentrație în direcția curgerii cărbunelui, ceea ce era de așteptat în condițiile unei bune fluidizări, mai ales că înălțimea stratului corespunzător unui taler este mică.

Necesitatea reactivării cărbunelui depinde în mare măsură de natura alimentării. Dezactivarea apare atunci cînd alimentarea conține hidrocarburi grele. Activitatea unui cărbune supus la dezactivări puternice poate fi restaurată în proporție de 90% prin tratament cu abur de 650—760°C.

Cărbunele activ întrebuințat în pilotul de hipersorbție în strat fluidizat descris mai sus este de aceeași granulație ca și catalizatorul

Scanned with OKEN Scanner

întrebuințat în cracarea catalitică a fracțiunilor petroliere în strat fluidizat. Fiind cărbune din nucă de cocos sau de proveniență petrolieră, este foarte rezistent la sfărîmare, așa încît mai puțin de 0,015% din cărbunele în circulație se pierde prin prăfuire.

Suprafața de schimb caloric necesară pentru încălzirea sau răcirea adsorbentului reprezintă una din principalele cheltuieli în procesele de adsorbție. Sistemele fluidizate se caracterizează tocmai prin ușurința cu care se poate transmite căldura de la și către stratul fluidizat. Coeficienții de transfer caloric măsurați pentru cărbune activ în stare fluidizată sînt la fel de mari ca cei citați în literatură pentru alte sisteme fluidizate. În tabela 12 se dau datele de transfer caloric culese pe desorberul și răcitorul instalației pilot de hipersorbție în strat fluidizat.

Tabela 12. Transferul caloric la hipersorbția în strat fluidizat

	Desorber	Răcitor
Coeficientul total, kcal/m² · h · grd (măsurat)	330— 370	390— 440
Coeficientul parțial, apă (calculat)	—	1 540—1 600
Coeficientul parțial, dowterm	920—1 040	—
Coeficientul parțial al stratului fluidizat de cărbune (calculat)	475— 570	490— 615

Coeficienții parțiali pentru apă și pentru dowterm au fost calculați cu ajutorul corelațiilor din literatură [77, respectiv 78]. Coeficienții parțiali pentru stratul fluidizat de cărbune s-au calculat în modul uzual din coeficientul total și coeficienții parțiali. Valorile obținute în desorber și răcitor concordă bine. În instalațiile industriale vor fi viteze mai mari și deci condiții pentru un transfer caloric mai bun. Se poate conta în proiectare pe un coeficient de transfer caloric al stratului fluidizat de cărbune de cel puțin 490 kcal/m² · h · grd.

Avantajele care decurg din aplicarea fluidizării la procesul de hipersorbție sînt:

— cantitate mică de adsorbent în circuit;

— coeficienți de transfer caloric mari pentru încălzirea și răcirea adsorbentului;

— posibilitatea obținerii unor viteze mari pentru solid sau gaz, ceea ce duce la o micșorare a volumelor de cărbune pe unitatea de greutate de produs;

— posibilitatea încălzirii directe a cărbunelui cu gaze de combustie, în operația de reactivare;

— mijloace simple pentru controlul curgerii solidului;

— funcționarea continuă a aparaturii.

Scanned with OKEN Scanner

Aceste avantaje elimină o parte din limitările pe care tehnica stratului mobil le punea în calea răspîndirii hipersorbției gazelor ca procedeu de separare a gazelor.

3. Băi de termostatare la temperaturi ridicate în strat fluidizat

În laboratoarele de chimie și fizică este deseori nevoie de spații de temperatură uniformă și constantă. Posibilitatea practică de realizare a termostatelor depinde în mare măsură de nivelul temperaturii dorite prin aceea că, pe măsură ce temperatura crește, numărul lichidelor care se pot întrebuința scade simțitor. Pînă la 300°C se mai pot folosi uleiuri speciale; peste 300°C se recurge la săruri minerale sau metale topite. Stabilitatea acestor lichide la temperaturi ridicate este totuși redusă, ceea ce atrage numeroase complicații în utilizare. Acesta este motivul pentru care termostatele cu băi lichide au fost înlocuite pentru temperaturi mai mari de 300—350°C aproape exclusiv cu termostate cu băi de aer. În aceste tipuri de termostate însă menținerea unui nivel uniform și constant de temperatură este o operație delicată și aproape imposibil de realizat. Uniformitatea este dificilă din cauză că temperatura unui corp plasat într-un asemenea aparat depinde în primul rînd de echilibrul de radiație cu pereții, a căror variații de temperatură nu pot fi practic înlăturate. Constanța temperaturii este de asemenea dificilă din cauza capacității calorice reduse a gazelor în comparație cu lichidele, ceea ce micșorează posibilitatea eliminării rapide a perturbațiilor de temperatură și face ineficace însuși sistemul de reglaj automat al temperaturii.

În 1954 s-a propus pentru prima oară un termostat al cărui lichid este constituit dintr-un strat de granule solide fluidizate cu gaz. Principiul unui asemenea termostat asociază avantajele băilor lichide (reglaj ușor datorită unei bune amestecări și unei mari capacități calorice) celor caracteristice băilor gazoase (posibilitatea utilizării la temperaturi înalte).

În literatură se descriu termostate cu gaz în strat fluidizat [79] formate din aparate cilindrice de 15 cm diametru și 40 cm înălțime, prevăzute în partea superioară cu o zonă de degajare de secțiune aproximativ triplă și la partea inferioară cu o placă pentru distribuția uniformă a aerului de fluidizare. Se folosește o pulbere de 100 μ, pentru care viteza minimă de fluidizare este de 0,4 cm/s. Se lucrează însă cu 2,8 cm/s. Încălzirea aparatului se face electric printr-o rezistență fixă bobinată pe pereții vasului și o rezistență reglabilă imersată în strat (un fir de kantal neizolat de capacitate calorică mică).

Scanned with OKEN Scanner

Tot aparatul este prevăzut cu o izolație de 5 cm grosime susținută de o tolă de aluminiu.

Alegerea debitului de fluidizare se bazează pe un compromis între minimul impus de condițiile optime de amestecare și de transfer caloric și maximul impus de o antrenare excesivă. Împotriva debitelor excesiv de mari pledează și mărimea consumului de energie. Pentru dimensiunile de aparat indicate mai sus se recomandă un debit de 6—8 ori debitul minim de fluidizare.

4. Clasificator de pulberi în strat fluidizat

În aplicarea obișnuită a fluidizării, antrenarea prafului este un inconvenient. Există totuși cazuri cînd antrenarea devine un scop al operației. Așa de pildă este cazul operației de uscare și sortare a alimentării cuptoarelor rotative de var [80].

Principiile de lucru ale aparatului de uscare și sortare sînt: folosirea aerului cald pentru evaporarea umidității și sortarea datorită unei antrenări diferențiale din stratul fluidizat.

În timpul transportului, piatra de var se află în condiții variabile de umiditate. Din acest motiv, în timpul încălzirii, piatra de var decrepitează într-o mare măsură, așa încît s-a ajuns la concluzia că ea trebuie măcinată în prealabil la o granulometrie de aproximativ 4,5 mm. Din cauza granulometriei scăzute a alimentării, din cuptoarele rotative sau în strat fluidizat, rezultă un procent mare de praf, care reprezintă un amestec de var și de calcar necalcinat și constituie în consecință o risipă.

Prin fluidizare cu aer cald se obține o piatră de var uscată și desprăfuită. Pierderile de praf din cuptorul de var alimentat cu această piatră de var s-au redus cu 50%, iar consumul specific de combustibil s-a micșorat cu aproximativ 7% prin introducerea acestei măsuri de uscare și sortare prealabilă.

5. Îndepărtarea ceții și a prafului din aer

Literatura relatează succesul obținut în experimentarea unui proces de îndepărtare a ceții de acid sulfuric (picături de 2—14 μ) din aer, prin trecerea prin straturi de solide fluidizate la temperatură și presiune atmosferică [81].

Materialele neporoase (bile de sticlă sau silice) s-au dovedit impracticabile, pentru că devin lipicioase în operație și fluidizarea se distruge curînd după punerea în funcțiune. Materialele poroase în schimb (silicagel, alumină) ajung în această fază de abia după ce se încarcă cu

Scanned with OKEN Scanner

5% în greutate acid sulfuric. Aceste materiale se spală de acid, se usucă și se reintroduc în sistem. Costul regenerării este un factor important în stabilirea economicității procedeului. Alt element determinant pentru economicitate este consumul de energie necesar împingerii gazului prin stratul fluidizat.

Eficacitatea purificării de ceață este constantă în timpul vieții solidului și independentă de concentrația de intrare, în domeniul $(3{,}2—19) \cdot 10^{-4}$ kg acid/m^3. Pentru un strat fluidizat dat, eficacitatea purificării se îmbunătățește prin mărirea stratului și a vitezei superficiale a gazului. Cu un solid poros cu o granulație de 90 μ și greutatea stratului pe unitatea de suprafață de 0,015 kg/m^2 se obține o purificare de 90%. Viteza de fluidizare este de 1 m/s.

6. Transferul de căldură

Fără ca schimbătoarele de căldură în strat fluidizat, special construite pentru alte procese și care să înlocuiască schimbătoarele de căldură obișnuite să fi intrat în folosință la scară industrială, calitățile de transfer caloric ale fluidizării sînt aplicate la procesele de fluidizare însăși. Astfel, la unele cracări catalitice, la sinteza hidrocarburilor după procedeul Fischer-Tropsch, la fabricarea anhidridei ftalice sau la arderea piritei etc., excedentul de căldură este preluat foarte ușor prin imersarea în stratul fluidizat a unor schimbătoare de căldură tubulare foarte simple. Se obține astfel abur de presiune ridicată, cu debite industriale. Suprafețele de schimb sînt foarte reduse, permițînd amplasarea schimbătoarelor în spații mici.

7. Mărunțirea solidelor

Fenomenul de mărunțire care are loc în stratul fluidizat și care în general este un fenomen nedorit, se poate întrebuința pentru obținerea unor pulberi cu granulație controlată, prin antrenarea particulelor fine dintr-un strat fluidizat. În momentul de față există în comerț mori care se bazează pe acest fenomen.

8. Evaporarea

Procesul de fluidizare cu lichide permite obținerea de solide uscate din soluții care sînt greu de evaporat în instalațiile obișnuite. De exemplu, sărurile de calciu au tendința să precipite pe suprafețele de evaporare a schimbătoarelor de căldură, pentru că solubilitatea lor

Scanned with OKEN Scanner

scade cu temperatura (coeficient de temperatură al solubilității negativ). Suprafața de evaporare este formată dintr-un strat fluidizat cald care constă dintr-un material inert sau chiar din solidul de evaporare [82]. Prin acest procedeu s-ar putea evapora soluții diluate de zahăr, folosind un strat fluidizat cald de nisip. Ar urma să se extragă zahărul de pe particulele de nisip prin dizolvare, eventual tot prin fluidizare, în cantități mici de apă, obținîndu-se în acest fel un sirop concentrat.

9. Jgheabul de fluidizare

Jgheabul de fluidizare a rezolvat problema transportului în industria materialelor de construcție — pentru ciment — și în industria energetică — pentru cenușă și finul de cărbune — într-un mod simplu și economic în comparație cu metodele de transport pneumatic.

După cum rezultă din fig. 121, jgheabul este format din două camere despărțite printr-o placă poroasă, care formează un plan înclinat cu $\operatorname{tg}\alpha = 0{,}025—0{,}063$. Prin camera inferioară intră aerul de fluidizare, care menține praful de pe placa poroasă în stare fluidizată și îi conferă în acest fel proprietăți de fluiditate. Camera superioară comunică cu buncărul de praf, din care curge un debit anumit de praf, reglat cu ajutorul unui registru.

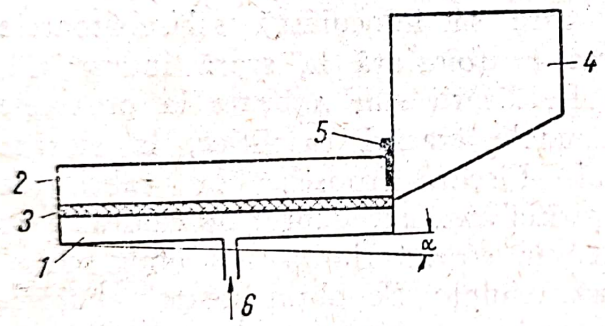


Fig. 121. Jgheab de fluidizare:
1 — cameră inferioară; *2* — cameră superioară; *3* — placă poroasă; *4* — buncăr; *5* — registru; *6* — intrarea aerului.

Jgheabul de fluidizare consumă energie puțină față de transportul pneumatic, necesită o deservire foarte simplă, putîndu-se eventual automatiza și comportă investiții foarte scăzute.

10. Aplicarea fluidizării la producerea energiei atomice

Cu toate că dintr-un anumit punct de vedere proprietățile fluidizării o fac aptă pentru aplicarea ei la producerea energiei atomice, totuși pînă în anul 1956 nu există nici un raport asupra aplicării acestei tehnici la fisiunea atomului și nici vreun studiu asupra posibilităților existente. Publicațiile unor cercetători [84, 85, 86] în anul 1955, care tratează această problemă, se referă de fapt la proiectul unor reactoare care întrebuințează stratul mobil în reactorul propriu-zis și numai în exterior, în schimbătoarele de căldură, stratul fluidizat. Primele sisteme întrebuințate se bazează pe stratul fix, care oferă cele

Scanned with OKEN Scanner

mai multe garanții de securitate, deoarece materialul dezagregabil — foarte nociv — este conținut într-un spațiu închis, bine delimitat (spațiul de reacție), avînd o concentrație constantă și bine determinată de material nuclear.

Studiul teoretic al unor cercetători [87], cît și comentariile ample la care a dat naștere acest studiu, au scos în relief motivele pentru care pînă în prezent nu s-a realizat un reactor atomic în strat fluidizat. Acest studiu este foarte util pentru că demonstrează pe de o parte că unele variante se elimină din considerente teoretice, iar pentru cele rămase în discuție trasează precis care sînt parametrii ce trebuie cercetați pentru ca să fie posibilă realizarea practică a procesului.

În producerea energiei atomice este caracteristic faptul că se dezvoltă cantități enorme de căldură și că temperatura procesului trebuie să fie reglată foarte atent pentru evitarea distrugerii instalației. În același timp, însăși fisiunea atomului este dependentă de temperatură și fluidizarea ar aduce cu sine transferul de căldură excepțional, constanța și posibilitatea ușoară de reglare a temperaturilor și evitarea unor operații costisitoare de fabricare a combustibilului nuclear. În schimb, s-ar pune probleme de protecție a muncii, în sensul că ar trebui să se controleze precis pierderile de praf radioactiv în atmosferă. De asemenea, eroziunea ar putea duce la soluții de continuitate ale aparaturii, care ar fi greu sau chiar imposibil de reparat, iar investiția în combustibil nuclear ar putea fi mare. Clasificarea posibilităților de aplicare ale fluidizării la reacțiile nucleare este redată în tabela 13, iar fluidele ce pot fi întrebuințate, în tabela 14.

Tabela 13. Tipuri de sisteme pentru fluidizare la reacții nucleare

Tipul de reactor	I	II	III	IV
Solidul fluidizat	M	F+M	F	I
Agentul fluidizant (gaz sau lichid)	F	I	M	F+M

F=material fisil; *M*=moderator; *I*=material inert.

Tabela 14. Fluidele care ar putea fi întrebuințate la reacțiile nucleare în strat fluidizat

Tipul de reactor	Rolul fluidului	Fluidul	
		lichid	gaz
I	F	Soluție de U în Bi	UF_6
II	I	Na, Bi, Li^7	CO_2, H_2O, H_2, He
III	M	H_2O, NaOH, difil	CO_2, H_2O, H_2
IV	F+M	Soluție de U în H_2O	necunoscut

Scanned with OKEN Scanner

Pentru alegerea sistemului trebuie să se țină seama de faptul că un reactor nuclear constă dintr-un aranjament complex de materiale.

Rapoartele spațiale geometrice și alegerea materialului (fisil, moderator, material de construcție etc.) au o importanță covîrșitoare asupra menținerii echilibrului în procesul de formare și dispariție a neutronilor. Nu este posibil să se țină seama de toți acești factori, ca și de alții nemenționați, în considerarea tuturor tipurilor de sisteme posibile.

Din considerente economice, care se aplică și la reactoarele în strat fix, tipul de bază va fi cel cu neutroni lenți.

Din punct de vedere al fluidizării sînt importante următoarele aspecte:

1. Dacă fluidizarea se face cu gaze sau lichide;

2. Modul de eliminare a căldurii;

3. Expansiunea stratului, derivînd din importanța concentrației combustibilului nuclear și a moderatorului;

4. Uniformitatea concentrației, care influențează reactivitatea sistemului nuclear;

5. Pierderea de presiune, în legătură cu consumul de energie pentru pomparea fluidului, consum care poate fi prohibitiv;

6. Limitele vitezelor de fluidizare, care trebuie să permită întrebuințarea unor viteze cît mai mari;

7. Elutrierea, care trebuie menținută cît mai redusă avînd în vedere costul ridicat și toxicitatea mare a materialului.

Trierea inițială a sistemelor posibile se face pe baza putinței lor de a elimina căldura, calculîndu-se care este puterea maximă ce o poate dezvolta sistemul considerat, în condiții economice și de securitate.

Căldura dezvoltată în reactor poate fi preluată prin următoarele metode:

— prin agentul de fluidizare și cedată în exterior unui schimbător de căldură;

— direct din strat cu ajutorul unui schimbător de căldură imersat în acesta;

— prin circularea solidului la un fluidizator extern în care căldura este preluată cu un schimbător de căldură intern.

În tabela 15 se dau diferite posibilități de preluare a căldurii, caracterizate prin puterea ce o pot dezvolta.

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 15. Modalităţi pentru preluarea căldurii la reactoarele nucleare

Caracteristica	Fluidizare cu gaze				Fluidizare cu lichide	
	Transportul de căldură prin schimbătoare de căldură				Transportul de căldură prin schimbătoare de căldură	
	externe			interne	externe	interne
Temperatura de lucru, °C	600	600	600	600	500	500
Presiunea, ats	1	100	100	E.N.*	E.N.	E.N.
Alegerea fluidului	E.N.	E.N.	H_2	E.N.	Li	Li, Na
Diametrul particulei, cm	$5 \cdot 10^{-3}$	$5 \cdot 10^{-3}$	10^{-1}	E.N.	10^{-1}	10^{-1}
Viteza fluidului	$0{,}5\, v_{max}$	$0{,}5\, v_{max}$	$0{,}5 v_{max}$**	E. N.	$0{,}3\, v'$	$0{,}3\, v'$
Puterea dezvoltată,*** MW	0,04	2,5	125	12	400	100

*) E.N.=efect neînsemnat.
**) S-a notat prin v_{max}, viteza maximă de fluidizare.
***) Puterea dezvoltată este aceea dezvoltată de un reactor cilindric de 3 m înălţime şi 3 m diametru.

BIBLIOGRAFIE

1. *Gilliland E. R., Mason E. A.*, Ind. Eng. Chem., *6*, 1191, 1949.
2. *Hoog H.*, Trans. Instn. Chem. Engrs., vol. 32, 61, 1954.
3. *Othmer D. F.*, Fluidization, R.P.C., New York, 1956.
4. P.A. 2468508 apr. 1949.
5. P.E. 644135
6. *Coulson J. M., Richardson J. F.*, Chem. Engineering, London, 1955.
7. *Esayan M. ş. a.*, Revista de Chimie ASIT, *1*, 31—34, 1956.
8. P.A. 2530344.
9. * * *, Chem. Eng., *12*, 157, 1951.
10. P.E. 644135.
11. Chem. Week., 2, 23, 1952.
12. Chem. Ing. Techn., 6, 243, 1957.
13. Chem. & Ind., 12, 1464, 1956.
14. Chem. Eng., 8, 116, 1956.
15. *Gunes R. C.*, Chem. Eng. Progr., *3*, 113—119, 1953.
16. *Adolphi G.*, Chem. Technik, *1*, 6—14, 1954.
17. * * *, Ind. Eng. Chem., *5*, 861, 1950.
18. *Kircher R.*, Bull. Soc. Chim. Fr., *3*, 455, 1955
19. P.E. 660329.
20. P.A. 2449190.
21. P.A. 2517006.
22. P.E. 644135.
23. P.A. 2620356.
24. P.E. 644135.

Scanned with OKEN Scanner

25. P.E. 644135.
26. P.A. 2604380.
27. P.E. 644135.
28. * * *, Refin. Eng., *4*, C-6, 1957.
29. * * *, Refin. Eng., *3*, A-11, 1957.
30. *Murphree E. V., Brown C. L.* etc., Petr. Refin, *9*, 1945.
31. *Gunes R. C.*, Chem. Eng. Progr., *3*, 113—119, 1953.
32. P.A. 2684873.
33. *Perry J. H.*, Chemical Engineers Handbook, Mc Graw Hill N. Y., 1953.
34. *Kasatkin A. G.*, Procese și aparate în industria chimică, traducere din limba rusă, Ed. Tehnică, București, 1953.
35. * * *, Petr. Refin., *4*, 201, 1956.
36. *Murphree E. V., Brown C. L.*, Ind. Eng. Chem., vol. *35*, *7*, 768, 1943.
37. *Carlsmith L. E., Johnson F. B.*, Ind. Eng. Chem., vol. *37*, *5*, 451, 1945.
38. *Edwin Nelson*, Oil and Gas J., *4*, 14, 1949.
39. *Davis Read*, Oil and Gas J., *4*, 1956.
40. *Reed H. C., Clyde Berg*, Mech. Eng., *3*, 453, 1953.
41. * * *, Chem. Eng. Progr., *4*, 167, 1955.
42. P.A. 2376191.
43. P.A. 2388078.
44. *Everett Howard*, University of Illinois, Circ. Series nr. 61.
45. *Johansen H.*, Chem. Ing. Techn., *9*, 1957.
46. * * *, Mining Eng., *5*, 517, 1956.
47. D.P.B. 27477 V/24 a.
48. D.P.B. 27505 V/24 a.
49. * * *, Eng. Min. J., *3*, 92—94, 1953.
50. *Prangé R. M.* ș. a., Bull. Soc. Chim. Fr., *3*, 458—60, 1955.
51. *Stephens H.*, Chem. Eng. Progr., vol. 49, 455—58, 1954.
52. * * *, Eng. Min. J., *1*, 72—74, 1954.
53. * * *, Chem. Eng. Progr., *9*, 455—58, 1953.
54. *Kite R. P., Roberts E. J.*, Chem. Eng., *12*, 112, 1947.
55. *Gilliland E. R.*, Canad. Chem. and Process Ind., 34, *8*, 632, 1950.
56. E.P. 582055.
57. E.P. 586391.
58. * * *, Chem. Eng. Techn., *2*, 93—97, 1952.
59. * * *, Bull. Soc. Chim. Fr., *3*, 453—54, 1955.
60. *Sperling H.*, Chem. Techn., 7, 405—410, 1956.
61. * * *, Bull. Soc. Chim. Fr., *3*, 456—58, 1956.
62. P.A. 2498552.
63. P.A. 2585469.
64. P.A. 2586598.
65. P.E. 661560.
66. P.A. 2583585.
67. *Dimitri M. S., Jongedyk R. P., Lewis H. C.*, Chem. Eng., *55*, *12*, 124, 1948.
68. *Morgan L. W., Armstrong C. M., Lewis H. C.*, C.E.P., 2, 98, 1953.
69. P.A. 2586808.
70. P.A. 2475255.
71. * * *, Caiet selectiv de tehnologie chimică, *11*, 36, 1952.
72. *Richardson A. C., Langston B.*, Revue de l'industrie Min., *4*, 695, 1951.
73. *Fedorov I. M.*, Teoria și calculul procesului uscării, Gosenergoizdat, 1955, pag. 122.
74. *Morrison R. L.*, Can. Min. I., 66, 1952; *Charvat V.*, Paliva, 7, 179, 1954.
75. * * *, Chemie Ing. Technik, 7, 1957.

Scanned with OKEN Scanner

76. *Etherington L.* ş. a., Chem. Eng. Progr., 7, 274—280, 1956.
77. *McAdams W. H.*, Heat transmission, 2 ed., Mc Graw Hill N. Y., 1942.
78. *Kirkbride C. G.*, Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., vol. 30, 170, 1933.
79. *Kramers H.*, Génie chimique, 2, 25—33, 1957.
80. *Wall C., Ash W.*, Ind. Eng. Chem., 6, 1247—49, 1949.
81. * * *, Ind. Eng. Chem., 6, 1238—42, 1949.
82. P.A. 2567959.
83. *Farsky L.*, Chemicky Pramysl IV, 9, 334, 1954.
84. *de Bruyn H.* ş. a., International Conference on the peaceful uses of atomic energy, Geneva, 1955, paper P. 938.
85. *de Bruyn H.* ş. a., Idem, P. 936.
86. Nuclear power reactors, A report to the USAEC by the nuclear power project stuff of Foster Wheeler Corp. and Pioneer Service and Engineering Co., 1955, U.S. Governement printing office.
87. *Morris J. B., Nichols C. M.*, Trans. Instn. Chem. Engrs., vol. 34, 168, 1956.
88. Морозова О. Е., Щекин В. В., Каталитический крекинг тяжелых нефтяных фракций, Труды института нефти АН СССР, т. 6, стр. 35, Изд. АН. СССР, 1955.
89. Обрядчиков С. Н., Технология нефти, ч. 2, изд, 3-е, Гостопте, хиздат, 1952.
90. Реферативный сборник. Серия „Химия и переработка нефти". Гостоптехиздат, 1951—1956 гг.
91. Смирнов Н. П., Галинич Е. Г., Новости нефтяной техники, Нефтепереработка, Нр. 2, стр. 3, 1957.
92. Черек М. И., Новости нефтяной техники, Нефтепереработка, Нр. 3, стр. 8, 1955.
93. Агафонов А В., Андреева А. С., Новости нефтяной техники, Нефтепереработка, Нр. 9, стр. 3, 1956.
94. Америк Б. К., Оркина З. Г., Куценок Л. З. и др., Разработка и усовершенствование процесса контактного коксования нефтяных остатков. Тезисы доклада. Вторая научнотехническая конференция Грознии-г. Грозный, Обл. Изд. 1956.
95. Бондаренко Б. И., Американская техника и промышл., Нр. 11. стр. 392, 1947.
96. Бондаренко Б. И., Американская техника и промышл., Нр. 1, стр. 41, 1945.
97. Бергман Д., Меклер Л. Американская техника и промышл., Нр. 11, стр. 877, 1945.
98. Гурвич В. Л. Химия и технология топлива и масел, Нр. 4 и 5, 1957.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul VI

Proiectarea instalațiilor de fluidizare

În acest capitol se vor dezvolta mai pe larg principiile care stau la baza proiectării tehnologice a instalațiilor de fluidizare și mai sumar problemele mecanice. Dintre acestea din urmă vor fi alese, bineînțeles, aspectele cele mai caracteristice, a căror neglijare la proiectare poate avea urmări grave în ceea ce privește funcționarea îndelungată și în condiții de securitate a instalațiilor de fluidizare, mai ales a acelora cu circulația catalizatorului.

Proiectarea tehnologică a instalațiilor de fluidizare se face pe baza parametrilor furnizați de experimentare și, într-o oarecare măsură, cu ajutorul formulelor de calcul din literatură. Alături de proiectarea instalațiilor care se bazează pe un proces experimentat direct în fluidizare (caz foarte rar întîlnit) un caz important și foarte frecvent îl prezintă evaluarea posibilității de trecere de la un proces în funcțiune în strat fix, la un proces bazat pe fluidizare. Calculul propriu-zis este mai simplu la reacțiile catalitice în care catalizatorul nu se dezactivează ușor și deci necesită un singur aparat (de reacție), mai complicat la sistemele în care gazul reacționează cu solidul (produsul dorit fiind în stare solidă sau gazoasă) și foarte complicat în cazul reacțiilor catalitice la care catalizatorul se dezactivează repede și trebuie circulat între două aparate (reactor și regenerator). Pentru orientare, s-au dat mai departe parametrii necesari proiectării instalațiilor de fluidizare, arătîndu-se în același timp și sursa lor (experimentare sau formule din literatură).

Cea mai complicată instalație de fluidizare poate fi redusă în esență la un aparat de fluidizare, cu un sistem de reținere a pulberii antrenate și un sistem de circulație al catalizatorului.

A. Calculul tehnologic al reactorului de fluidizare

O reacție are loc și conduce la un grad anumit de transformare numai dacă reactanții sînt în contact unii cu alții un timp corespunzător acestui grad de transformare. Spre deosebire de sistemele fluidi-

Scanned with OKEN Scanner

zate, la stratul fix nu există decît o circulație a gazului prin stratul de solid și deci mărimea caracteristică pentru un anumit grad de transformare este timpul de contact al gazului cu solidul. La stratul fluidizat însă există în cele mai multe cazuri și o circulație a solidului prin spațiul de reacție și deci apare o variabilă suplimentară, timpul de contact al solidului cu gazul, în condițiile din reactor.

Pentru a diferenția timpul de contact al gazului cu solidul de timpul cît stă solidul în condițiile de reacție, s-a convenit să se numească *timp de contact*, timpul de trecere al gazului prin spațiul de reacție, spre deosebire de timpul de trecere al solidului prin spațiul de reacție, căruia i s-a dat numele de *timp de staționare*. În condițiile stratului mobil, sînt valabile aceleași definiții, întrucît și aici există pe lîngă mișcarea gazului și o mișcare a solidului. La reacțiile discontinue necatalitice sau catalitice în strat fix sau fluidizat, la care solidul se încarcă la început și se descarcă la finele procesului, timpul de staționare al solidului este egal cu durata procesului, la reacțiile necatalitice și cu viața catalizatorului la procesele catalitice. La reacțiile catalitice în strat fluidizat cu circulația catalizatorului și reacțiile necatalitice în strat fluidizat cu alimentare continuă a solidului, timpul de staționare al particulei în stratul fluidizat prezintă un spectru larg, guvernat de legea probabilității. În condițiile stratului mobil, timpul de staționare al particulei este uniform.

Timpul de contact al gazului și cel de staționare al solidului joacă un rol foarte important în proiectarea reactoarelor de fluidizare [1]. Acești timpi sînt timpi medii dacă se calculează prin împărțirea volumului reactorului la debitul agentului de fluidizare, respectiv la debitul de solid. Timpul de staționare real se referă la timpul cît staționează efectiv fiecare particulă de solid sau fiecare moleculă de gaz în spațiul de reacție. Timpul de staționare mediu al gazului în sistemele fluidizate se apropie foarte mult de timpul său real de staționare, la reactoarele cu diametru mic. În acest caz, agitația particulelor solide nu provoacă întoarcerea gazului din drumul său ascendent decît într-o măsură redusă [2].

Timpul de contact real sau mediu al gazului ar trebui calculat din volumul liber (volumul vasului minus volumul ocupat de solid) și din debitul real, care să țină seama de variațiile survenite în reactor în condițiile reacției (temperatură, mărire sau micșorare de volum datorită reacției). Totuși, pentru ușurința calculului se consideră ca timp mediu de contact, raportul între volumul total al stratului fluidizat și debitul de gaz în condiții normale de temperatură și presiune, exprimat în reactanți. Reciproca acestei mărimi este viteza spațială ale cărei dimensiuni sînt întotdeauna 1/timp, însă a cărei valoare numerică diferă în funcție de modul de exprimare: kg/kg·h sau $m^3/m^3 \cdot h$.

Scanned with OKEN Scanner

Prin *încărcarea catalizatorului* se înțelege debitul de gaze exprimat în m^3N/h de gaz proaspăt raportat la 1 kg de catalizator, iar prin *viteza volumetrică*, raportul între debitul de alimentare exprimat în moli de reactanți și volumul reactorului.

În cele ce urmează se va arăta modul de calcul al timpului de contact și al vitezei spațiale, pentru amestecuri de gaze. Se notează cu:

V . . . . . volumul reactorului, m^3;

A, B, C . . . . . componenții unui amestec de gaze;

$\theta_A, \theta_B, \theta_C$ . . . . timpii de contact ai componenților în cazul cînd ar fi singuri, ore;

$\theta'_A, \theta'_B, \theta'_C$ . . . timpii de contact ai componenților în amestec, ore;

θ_T . . . . . timpul de contact al amestecului de gaze, ore;

S_A, S_B, S_C . . . . vitezele spațiale individuale ale componenților în cazul cînd ar fi singuri, $\frac{1}{h}$;

S_T . . . . . viteza spațială totală, $\frac{1}{h}$;

Q_A, Q_B, Q_C . . . debitele de gaze, m^3N/h.

Există relațiile:

$$\theta_A = \frac{V}{Q_A}; \quad \theta_B = \frac{V}{Q_B}; \quad \theta_C = \frac{V}{Q_C} \tag{1}$$

$$\theta_T = \frac{V}{Q_A + Q_B + Q_C + \cdots} \tag{2}$$

$$S_A = \frac{Q_A}{V}; \quad S_B = \frac{Q_B}{V}; \quad S_C = \frac{Q_C}{V} \tag{3}$$

$$S_T = \frac{Q_A + Q_B + Q_C + \cdots}{V} \tag{4}$$

Rezultă $S_T = S_A + S_B + S_C + \cdots$, adică viteza spațială totală este suma vitezelor spațiale individuale ca și cînd gazele ar fi singure. Pe de altă parte, timpul de contact al gazului în amestec rămîne același ca și timpul de contact al gazului ca și cînd ar fi singur. Din acești timpi însă nu se poate deduce timpul de contact total, pentru că în relația (2) ei nu pot fi puși în evidență decît ca viteze spațiale. De aceea este recomandabil ca la amestecurile de gaze să se lucreze cu vitezele spațiale, care sînt mărimi aditive. Relațiile de mai sus sînt valabile la gradienți mici de presiune în lungul reactorului.

O mărime foarte indicată pentru calculul reactoarelor și care trebuie furnizată ca atare de experimentare, este încărcarea catalizatorului adică, astfel cum s-a arătat mai sus, debitul de gaze în m^3N/h raportat la greutatea de catalizator din reactor. La stratul fluidizat catalizatorul

Scanned with OKEN Scanner

are o eficacitate care depinde de granulometrie, într-un grad mai mare, decît la stratul fix pentru că granulometria se întinde pe un spectru mai larg (de la zero pînă la 500 μ în reacțiile catalitice). Din această cauză, cînd se dă încărcarea specifică a catalizatorului trebuie să se indice și granulația catalizatorului. De asemenea, pentru calcularea suprafeței de transfer caloric cît și pentru calcularea volumului reactorului, trebuie să se indice concomitent și greutatea specifică a stratului fluidizat la vitezele de lucru. În general, important este să se păstreze același mod de calcul, chiar dacă mărimea folosită în calcul nu are un sens fizic.

Spre deosebire de timpul de staționare al gazului, timpul real de staționare al solidului diferă mult de la o particulă la alta: solidul se află într-o mișcare dezordonată continuă (este vorba de fluidizare turbulentă, de altfel singura aplicată în industrie). Particulele introduse într-un anumit loc în strat, pot fi găsite într-un timp foarte scurt într-o regiune complet opusă. Cu alte cuvinte, în mod teoretic nu se poate conta la reactoarele cu regim de funcționare continuă, pe introducerea reactanților solizi pe la una din extremități și evacuarea produselor solide de reacție pe la extremitatea opusă (contracurentul). Nu se poate admite numai o amestecare în sens transversal și o reacționare treptată în sensul de înaintare, ci trebuie să se facă calculul admițînd o amestecare intensă, care diferă foarte puțin (la vitezele mari proprii fluidizării turbulente) de amestecarea ideală [3]. Produsul evacuat va conține deci în mod necesar și o parte din reactanții nereacționați și este de la sine înțeles că volumul reactorului va fi cu atît mai mare cu cît se impune la aceeași producție, un grad de puritate mai ridicat.

Rezolvarea inconvenientului provenit din amestecarea perfectă a solidului, prin adoptarea unei fluidizări liniștite în care are loc stratificarea solidelor pe baza granulației și a greutății specifice, ar conduce la pierderea calităților de bază ale procedeului, adică tocmai a rațiunii pentru care este el adoptat: transfer caloric excelent, uniformitatea temperaturilor și productivitate ridicată, care rezultă tocmai din turbulența solidului. De fapt, descărcarea continuă de la același nivel, dintr-un recipient în care solidul este stratificat, ar avea drept consecință mărirea treptată a proporției celorlalte granulații și deci o dezechilibrare a funcționării. O evacuare simultană a diferitelor granulații la diferite nivele, în proporțiile în care ele formează stratul, ar constitui o soluție complicată și nu ar rezolva scopul propus, adică încărcarea pe la o extremitate și descărcarea pe la extremitatea opusă. Aceleași dezavantaje se ivesc și la reactorul de formă conică.

Dacă produsul de reacție solid are caracteristici de fluidizare care se deosebesc în mod marcant de cele ale reactanților solizi, el poate fi cules fie la baza reactorului, fie la suprafața stratului, fie chiar în pulberea

Scanned with OKEN Scanner

antrenată. De obicei, produsul solid rezultat în reacție diferă substanțial ca densitate și mărime de solidul reactant. La o viteză de fluidizare dată, o particulă mai mare, însă cu o densitate mai mică, din solidul *A* se va găsi la același nivel cu o particulă mai mică, însă cu o densitate mai mare din solidul *B*. Particulele cele mai fine însă din solidul *A* (de obicei produsul de reacție) nu își vor avea corespondentul lor în particule din solidul *B*. În consecință, ele vor forma un strat la suprafața stratului fluidizat, putînd fi astfel descărcate în mod preferențial.

Reactoarele de fluidizare pot fi cilindrice, conice sau o combinație a acestor forme. Reactoarele cilindrice trebuie să aibă o placă de distribuție a agentului de fluidizare în timp ce cele conice pot și fără placă. Adoptarea formei conice vizează compensarea variațiilor de volum ale fluidului survenite din reacție, care au ca urmare variația vitezei de fluidizare sau realizarea unor viteze de fluidizare diferite, la un debit de gaz constant, atunci cînd spectrul granulometric este exagerat de larg. Totuși, dacă din diferite motive se urmărește fluidizarea unui amestec polidispers la toate nivelele cu un debit constant de gaz, adoptarea unui reactor de formă conică nu este întotdeauna suficientă; în acest caz este necesar să se adopte un profil calculat în funcție de volumul ocupat de fiecare granulație și de viteza necesară fluidizării acestei granulații. Se dau în fig. 122 diferite forme posibile de reactoare.

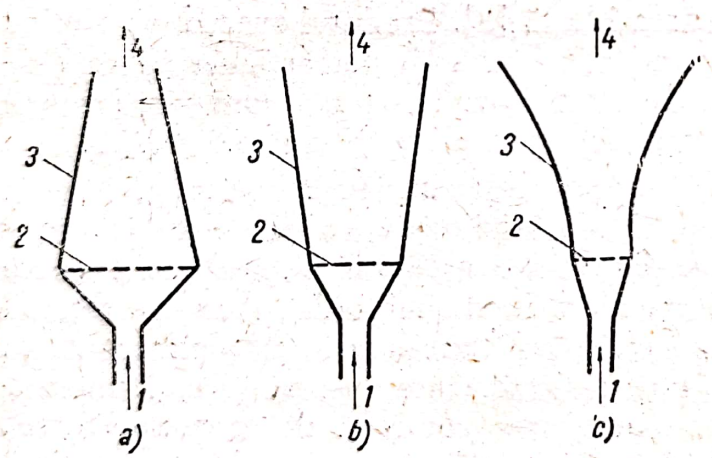


Fig. 122. Diferite forme de reactoare de fluidizare: *1* — intrarea gazului; *2* — placă de distribuție a gazului; *3* — fluidizator propriu-zis; *4* — ieșirea gazului; *a* — reactor conic pentru reacții cu micșorare de volum; *b* — reactor conic pentru reacții cu mărire de volum; *c* — reactor cu profil oarecare.

La reactoarele pilot, conicitatea se poate realiza prin plasarea unui corp conic în interiorul stratului care este conținut într-un reactor cilindric. O altă soluție pentru eliminarea efectului variațiilor de debit și deci posibilitatea folosirii reactoarelor cilindrice constă în întrebuințarea unui exces din unul din reactanți, astfel încît variațiile de debit să fie relativ mici față de debitul total de gaz.

Reactoarele etajate sînt adoptate pentru a se obține produse cu puritate ridicată sau pentru a permite recuperarea căldurii prin simularea unei curgeri în contracurent. Puritatea ridicată și conversia mai

Scanned with OKEN Scanner

mare se explică prin faptul că timpii reali de staționare se apropie de timpul de staționare mediu cu cît numărul de etaje este mai mare [1].

Partea superioară a reactorului este de obicei lărgită pentru a permite o scădere a vitezei gazului și a obține astfel o depunere parțială a prafului antrenat. Deseori acest spațiu servește și la amplasarea cicloanelor.

Proiectarea sistemelor cu circulația pulberii pune și problema delicată a înălțimii instalațiilor. Aceasta a scăzut în perioada de evoluție a instalațiilor de fluidizare, de la circa 50 m, la înălțimea de 25 m pe care o au instalațiile moderne.

1. Reactoare catalitice

Reactoarele se proiectează ținînd seama de cele trei condiții la care trebuie să facă față:

1. Să permită o bună fluidizare, adică o fluidizare turbulentă uniformă și la limita maximă a vitezei la care separarea pulberii antrenate este încă economică pentru procesul considerat.

2. Să permită introducerea sau evacuarea căldurii prin suprafețe de schimb existente sau anume create în strat, astfel încît să asigure echilibrarea bilanțului de căldură și în consecință, izotermicitatea reacției la nivelul de temperatură dorit.

3. Să asigure un timp de contact suficient pentru transformarea reactanților în produsele de reacție dorite, cu o conversie și selectivitate impusă.

În fiecare din aceste condiții intră viteza de fluidizare și granulația pulberii ca factor comun. De obicei, în cazul reacțiilor necatalitice, se acceptă granulometria sub care se prezintă solidul astfel cum se găsește el în natură sau cum provine el de la fazele anterioare ale fabricației, dacă această granulație nu depășește limita maximă de 6 mm diametru. În cazul reacțiilor catalitice, la care inventarul de solid este aproximativ constant, este convenabil să se macine și să se cearnă solidul în scopul obținerii unei pulberi apte pentru o fluidizare bună. Calitatea fluidizării se menține între anumite limite destul de largi și sarcina proiectării tehnologice este să găsească o viteză de fluidizare care să satisfacă cele trei deziderate expuse mai sus și să se găsească între aceste limite.

a) **Calculul termic.** Se calculează suprafața de schimb caloric necesară. Este foarte indicat să se dispună de valoarea experimentală a coeficientului parțial de transfer caloric, strat fluidizat — perete, pentru sistemul gaz — solid dat. Coeficientul de transfer caloric variază

Scanned with OKEN Scanner

mult cu calitatea fluidizării, fiind înrăutățit de canalizare sau pistonare, fenomene care sînt minimalizate la reactoarele mari, unde dispare efectul pereților. În schimb, la reactoarele mari este mai greu de realizat o bună divizare a gazului în strat. În lipsa unor valori experimentale trebuie să se adopte coeficientul de transfer al unui sistem cît mai apropiat de cel considerat sau să se calculeze acest coeficient la pulberea și gazul dat cu ajutorul relațiilor din literatură. Cunoscîndu-se materialul aparatului, grosimea peretului și modul de răcire, respectiv încălzire, se poate calcula coeficientul total de transfer de căldură.

Se știe că aproape întregul gradient de temperatură al stratului este concentrat în apropierea peretelui și în consecință pentru diferența de temperatură se ia gradientul dintre temperatura stratului și temperatura purtătorului de căldură.

Cantitatea de căldură necesară se calculează din producția cerută și căldura de reacție, respectiv vaporizare, adsorbție etc., în funcție de procesul considerat, la care se adaugă căldurile sensibile și pierderile prezumate sau calculate.

Din relația:

$$Q = kS\Delta t \tag{5}$$

în care:

Q este căldura transmisă, kcal/h;

S — suprafața de schimb, m^2;

k — coeficientul total de transfer caloric, $kcal/m^2 \cdot h \cdot grd$;

Δt — diferența de temperatură între purtătorul de căldură și stratul fluidizat, °C,

rezultă suprafața de transfer necesară.

În continuare se adoptă o valoare pentru viteza de fluidizare între limitele furnizate de experimentare pentru fluidizarea turbulentă a pulberii respective. Din timpul de contact și viteza de fluidizare rezultă înălțimea stratului în stare expandată:

$$h = \theta \cdot v \tag{6}$$

în care:

h este înălțimea stratului în stare expandată, m;

θ — timpul de contact, s;

v — viteza de fluidizare, m/s.

Dacă există o variație de volum datorită reacției (reacție cu mărire sau micșorare a numărului de moli), timpul de contact calculat de experimentare trebuie să rezulte din debitul mediu al gazelor de-a lungul reactorului. Proiectînd cu timpi de contact calculați astfel, se obține o înălțime care corespunde unei secțiuni medii.

Scanned with OKEN Scanner

Împărțind suprafața obținută din calculul termic la înălțimea rezultată din condițiile de timp de contact, se obține perimetrul și de aici diametrul reactorului:

$$D_T = \frac{S}{\pi h}$$

în care D_T este diametrul reactorului.

Aceste dimensiuni sînt deci cele cerute de transferul caloric și de chimismul reacției. Pentru timpul de contact, dacă nu există la dispoziție valori experimentale pentru stratul fluidizat, se poate adopta timpul de contact în strat fix, care poate servi ca valoare de calcul.

b) **Calculul de curgere.** Se trece apoi la calculul de curgere, folosind debitele medii care rezultă din datele problemei (producția cerută, puritatea reactanților, a produselor etc.). Pentru aceasta, dacă materia primă este în stare lichidă și trebuie vaporizată, se calculează debitul volumetric al reactanților, la care trebuie adăugat apoi acolo unde există, gazul de reciclu. Din debit și aceeași viteză de fluidizare adoptată la calculul termic de mai sus rezultă secțiunea și deci diametrul necesar unei bune fluidizări. Dacă există o variație de volum și este necesară construirea unui reactor cu profil conic, se calculează debitul la baza stratului, obținîndu-se secțiunea de bază, iar din debitul la ieșirea din reactor se obține secțiunea superioară. Rezultă astfel cele două baze ale trunchiului de con. Diametrul mediu obținut din secțiunea medie este de obicei diferit de diametrul care a rezultat anterior din calculul termic. Dacă se notează cu D_T diametrul rezultat din calculul termic și D_C diametrul rezultat din calculul de curgere, se pot ivi două cazuri:

1. În cazul reacțiilor cu efect termic scăzut:

$$D_C > D_T$$

și deci transferul de căldură este asigurat dacă se adoptă D_C.

2. În cazul reacțiilor cu efect termic mare:

$$D_C < D_T$$

și deci transferul termic nu este asigurat dacă se adoptă D_C.

Totuși, reactorul trebuie să aibă o secțiune unică și parametrii care pot fi variați sînt viteza de fluidizare și suprafața de schimb caloric (prin renunțarea la suprafața exterioară ca unica suprafață de schimb și imersarea de schimbător de căldură în strat, sau acolo unde nu dăunează, prin injectarea unui lichid direct în strat care prin vaporizarea sa să preia o parte din căldură la reacțiile exoterme).

Mărind viteza de fluidizare spre limita sa superioară se micșorează D_C și prin aceasta suprafața de transfer. Mărind de n ori viteza de fluidizare, D_C scade de $\sqrt{n}$ ori în timp ce înălțimea stratului crește de n ori (la același timp de contact). În felul acesta, D_T care variază

Scanned with OKEN Scanner

invers proporțional cu înălțimea stratului scade de n ori. Se observă deci că D_T scade mai repede decît D_C cu mărirea vitezei de fluidizare, astfel încît există posibilitatea ca cele două diametre D_C și D_T să se egaleze. Rămîne de văzut dacă valoarea vitezei de fluidizare la care se produce egalarea nu cade dincolo de limita superioară admisibilă. În acest caz, trebuie să se renunțe la suprafața exterioară ca unica suprafață de schimb și să se prevadă în interiorul stratului fluidizat schimbătoare de căldură tubulare de formă aerodinamică, care să nu dăuneze fluidizării sau să se injecteze direct în strat un lichid vaporizabil, de exemplu apă. În acest fel o mare parte din căldură este preluată sau dată prin schimbător, suprafața laterală exterioară putînd fi mai mică. Implicit D_T devine mai mic decît D_C, fiind calculat numai pentru o parte din cantitatea de căldură ce trebuie să fie transferată. De cele mai multe ori se renunță complet la schimbul prin pereții exteriori, calculul schimbătorului de căldură imersat în strat făcîndu-se pentru întreaga sarcină calorică.

Problema creării unor suprafețe suplimentare de schimb caloric față de pereții reactorului este legată de producția cerută reactorului, respectiv de diametrul său. Într-adevăr, suprafața de schimb caloric necesară crește proporțional cu producția, adică cu pătratul diametrului reactorului, în timp ce suprafața laterală crește numai cu puterea întîia a diametrului. Rezultă că pînă la o anumită producție, respectiv un anumit diametru, care poate fi denumit D_{critic}, suprafața laterală acoperă singură necesitățile schimbului caloric, în timp ce peste D_{critic} apare nevoia introducerii suprafețelor de schimb, direct în strat.

Altă posibilitate pentru punerea de acord a deziderateleor de curgere și de transfer caloric ar fi mărirea timpului de staționare peste valoarea timpului de contact optim, acolo unde această mărire nu dăunează produselor de reacție, obținîndu-se în acest fel o micșorare a lui D_T și deci apropierea acestuia de D_C.

La dimensionarea termică și de curgere trebuie să se țină seama simultan și de geometria reactorului. Este vorba de valoarea raportului h/D_T care nu trebuie să depășească valoarea de 3—5 (la reactorul industrial această problemă nu se pune în general pentru că timpul de contact rămînînd constant, mărirea diametrului în raport cu productivitatea micșorează raportul h/D_T care devine uneori subunitar. De asemenea, trebuie să se aibă în vedere ca înălțimea absolută a stratului să nu fie sub o anumită limită cerută de o bună fluidizare. Această înălțime limită este cu atît mai mică cu cît viteza de fluidizare este mai mică și cu cît divizarea agentului de fluidizare la baza stratului, prin placa perforată, este mai mai bună (optimă pentru plăcile poroase).

Scanned with OKEN Scanner

Proiectarea fluidizatoarelor în care se conduce un proces fizic este mai simplă și va fi exemplificată pentru un proces de uscare.

Parametrii care trebuie determinați experimental sînt următorii:

1. Coeficientul parțial de transfer de căldură între stratul fluidizat și perete, pentru diferite granulații și diferite viteze de fluidizare.
2. Vitezele de fluidizare corespunzătoare diferitelor granulații.
3. Timpul de contact corespunzător diferitelor granulații.
4. Temperatura optimă de reacție.
5. Variația conversiei în funcție de timp.

c) **Exemple de calcul.** *Reacție catalitică exotermă.* Se pune problema trecerii de la un reactor de sinteză a clorurii de vinil prin cataliză în strat fix, de circa 100 tone pe an, la un reactor de fluidizare cu aceeași producție.

Caracteristicile sintezei în strat fix. Clorura de vinil se obține prin adiția acidului clorhidric gazos la acetilenă. Reacția este puternic exotermă. Reactorul este de tip multitubular și este răcit printr-o manta de apă la fierbere. Vaporii formați sînt condensați într-un condensator plasat deasupra reactorului (sistem autoterm). Apa rezultată din condensare refluxează total în manta. Cantitatea de căldură preluată și indirect temperatura din reactor este reglată prin debitul apei de răcire și urmărită prin presiunea din manta.

Datele problemei:

1. Debitul gazelor	5,5 m^3/h HCl + 5 m^3/h C_2H_2
2. Diametrul țevilor din reactorul multitubular	d = 40 mm
3. Numărul țevilor	n = 91
4. Secțiunea totală a 91 țevi	0,114 m^2
5. Lungimea țevilor	l = 3 m
6. Efectul termic al reacției	36— 40 kcal/mol
7. Temperatura de reacție	180—200°C
8. Temperatura în manta	120°C
9. Timpul de contact	62 s

Calculul termic. Experiențele de laborator au arătat că viteza de fluidizare pentru un catalizator cu particule de 60—100 μ este aceeași ca viteza folosită în reactorul în strat fix, pentru granule de catalizator de 6×2 mm. La productivități și viteze egale, secțiunile reactorului în strat fluidizat și reactorului în strat fix vor fi deci egale. Se pune problema dacă un reactor de fluidizare rezultat prin unificarea celor 91 tuburi ale reactorului în strat fix, dispunînd în consecință

Scanned with OKEN Scanner

de o suprafață de transfer caloric mult mai mică, va putea evacua efectul termic al reacției prin pereți, fără să fie necesar să se apeleze la schimbătoare de căldură imersate în strat. În acest scop se vor calcula coeficienții totali de transfer caloric și suprafețele de schimb pentru ambele reactoare.

1. Coeficientul de transfer caloric în stratul granular fix de catalizator (apreciat)	30 kcal/m² · h · grd.
2. Coeficientul de transfer caloric pentru apa la fierbere	5 000 kcal/m² · h · grd.
3. Grosimea pereților țevii	3 mm.
4. Conductibilitatea termică a oțelului . . .	40 kcal/m · h · grd.
5. Coeficientul total de transfer pentru reactorul în strat fix	$k \cong 30$ kcal/m² · h · grd.
6. Suprafața de transfer disponibilă în reactorul multitubular	$S = \pi dln = 34{,}2$ m².
7. Coeficientul de transfer caloric în stratul fluidizat de catalizator (apreciat prin analogie cu cifrele recomandate pentru hipersorbția în strat fluidizat)	500 kcal/m² · h · grd.
8. Coeficientul total de transfer caloric în reactorul în strat fluidizat	$k_{fl} = 440$ kcal/m² · h · grd.
9. Suprafața de transfer disponibilă în reactorul în strat fluidizat	$S_{fl} = 3{,}58$ m².

Rezultă deci că suprafața de transmitere la reactorul în strat fluidizat rezultată prin unificarea celor 91 de tuburi este de circa 10 ori mai mică decît suprafața de transfer a reactorului multitubular, în timp ce coeficientul de transfer caloric este de circa 14,5 ori mai mare. Aceste cifre reprezintă valori aproximative, întrucît coeficienții de transfer caloric atît pentru stratul fix cît și pentru stratul fluidizat au fost apreciați din datele de literatură.

Calculul de curgere. După cum s-a spus mai sus, viteza în stratul fluidizat de 60—100μ este aceeași ca în stratul fix format din granule de 2×6 mm și anume egală cu 8 cm/s. Cum reacția are loc cu contracție de volum de 2:1, rezultă că într-un reactor cilindric, vitezele vor varia pe înălțimea reactorului tot în proporție de 2:1. Avînd în vedere că dacă o pulbere fluidizează la o viteză egală cu v, fluidizarea mai este posibilă și la o viteză egală cu $2\,v$, reactorul cilindric este foarte indicat, în ciuda contracției. Tot din această cauză, rezultă că nu este nevoie ca în reactorul cilindric să se introducă un gaz suplimentar la nivelele de sus, (în vederea micșorării contracției relative) prin adăugarea lui la debitul reactanților.

Se dă în tabela 16 comparația între cele două reactoare.

Scanned with OKEN Scanner

Reacție catalitică endotermă. Etilena se poate obține prin deshidratarea alcoolului etilic cu diverși catalizatori. Etilena obținută în acest fel are o puritate înaintată care o face aptă să servească drept materie primă pentru fabricarea polietilenei. Reacția de obținere este următoarea: $C_2H_5—OH \rightarrow C_2H_4 + H_2O$. Se pune problema proiectării unui reactor în strat fluidizat care să producă 4,5 m^3/h etilenă la 20°C.

Tabela 16. Comparație între reactorul în strat fix și cel în strat fluidizat

Specificația	Tipul construcției	
	Reactor fix multitubular	Reactor fluid. monotubular
Diametrul	1,2 m	0,37 m
Înălțimea	3 m	< 3 m
Producția	3 m^3/h	10 m^3/h

Caracteristicile procedeului în strat fix. Reacția se efectuează într-un reactor multitubular, catalizatorul fiind conținut în țevi, între țevi circulînd mediul de încălzire. Timpul de contact necesar unei conversii complete este de 4,8 s. Timpul de contact este calculat ca raportul între volumul reactorului și debitul de etilenă exprimat în condițiile din reactor. Se folosește drept catalizator un pămînt activ natural granulat. Temperatura optimă de reacție este de 350—400°C.

Calculul termic. Se adoptă încălzirea electrică a reactorului și vaporizarea separată a alcoolului într-un evaporator încălzit cu abur.

1. Producția de etilenă la 20°C . . . . . 4,5 $m^3N/h = 187$ moli/h.
2. Debit de alcool . . . . . 8,6 kg/h.
3. Căldura de reacție . . . . . 11 kcal/mol = 2 100 kcal/h.
4. Căldura specifică a vaporilor de alcool . . 0,565 kcal/kg · grd.
5. Căldura sensibilă necesară supraîncălzirii vaporilor de alcool de la t_f la t_r . . . . . 1 450 kcal/h.
6. Căldura pierdută (apreciată) . . . . . 700 kcal/h.
7. Căldura totală necesară în reactor . . . . 4 250 kcal/h.
8. Diferența de temperatură . . . . . 100°C.
9. Coeficientul total de transfer . . . . . 300 kcal/$m^2 \cdot h \cdot$ grd.
10. Suprafața de transfer . . . . . 0,14 m^2.

Calculul de curgere.

1. Viteza de fluidizare determinată experimental 0,2 m/s.
2. Debitul vaporilor de alcool în condițiile de temperatură din reactor (375°C) . . . . . 10 $m^3/h = 0,0028$ m^3/s.
3. Debitul produselor de reacție (în aceleași condiții) . . . . . 9 $m^3N/h = 20$ m^3/h.

Scanned with OKEN Scanner

4. Secțiunea la intrarea în reactor . . . . . 0,014 m².
5. Secțiunea la ieșirea din reactor . . . . . 0,028 m².

Se adoptă un reactor tronconic cu baza de sus egală cu dublul celei de jos, fără a exclude posibilitatea folosirii unui profil cilindric.

6. Diametrul bazei mici . . . . . 0,133 m.
7. Diametrul bazei mari . . . . . 0,189 m.
8. Timpul de contact (adoptat de la stratul fix) 4,8 s.
9. Înălțimea de contact . . . . . 1 m.

Verificarea suprafeței de schimb caloric.

Reactorul adoptat, cu $d = 0{,}133$ m, $D = 0{,}189$ m, $H = 1$ m, dispune de o suprafață de transfer $S = \pi \cdot d_{med} \times H = 3{,}14 \times 0{,}16 \times 1 = 0{,}5$ m² care excede cu mult suprafața de 0,14 m² care a rezultat din calculul termic.

În fig. 123 se dă schema unui reactor conceput și dimensionat conform calculului de mai sus.

Trebuie remarcat că pe măsură ce producția cerută se mărește, se ajunge la reactoare al căror diametru se apropie de diametrul critic, la care menținînd aceeași diferență de temperatură și coeficientul de transfer caloric rămînînd constant, suprafața de transfer caloric devine insuficientă chiar dacă încălzirea se face electric. Încălzirea electrică este avantajoasă din punct de vedere al transferului caloric, întrucît în acest caz

$$k = \frac{1}{1/\alpha_{fl} + \delta/\lambda} \cong \alpha_{fl}.$$

Este evident că prin înlocuirea încălzirii electrice prin încălzire cu gaze, astfel cum este rațional la instalațiile mari, la care încălzirea electrică nu mai rentează, diametrul critic este și mai mic pentru că coeficientul de transfer total devine de ordinul de mărime al coeficientului parțial al gazelor de încălzire din mantaua exterioară. În acest caz, la reacții de o endotermicitate redusă cum este

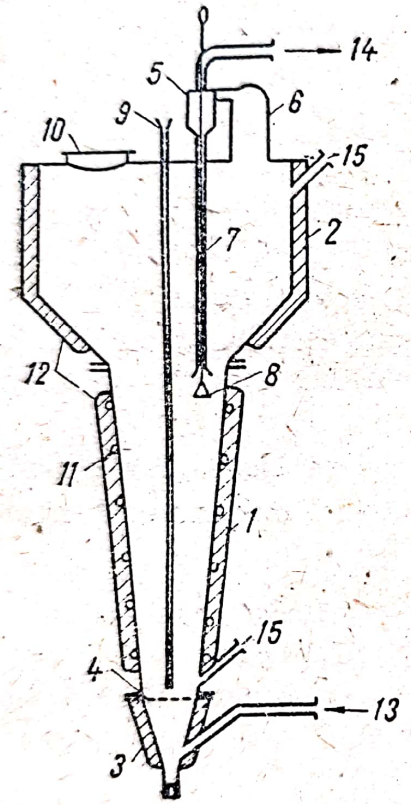


Fig. 123. Reactor pentru obținerea etilenei din alcool:
1 — corpul reactorului; *2* — secțiune de degajare; *3* — difuzor; *4* — placă perforată; *5* — ciclon; *6* — dom; *7* — piciorul ciclonului; *8* — șicană pentru protecția piciorului ciclonului; *9* — teacă centrală de termocuplu; *10* — capac pentru încărcarea catalizatorului și inspecție; *11* — încălzire electrică; *12* — izolație; *13* — intrarea vaporilor de alcool; *14* — ieșirea etilenei și a vaporilor de apă; *15* — știuțuri de presiune.

Scanned with OKEN Scanner

cazul la reacția de deshidratare a alcoolului considerată aici, diametrul critic este încă destul de mare. Totuși, la producții care întrec acest diametru se pune din nou problema încălzirii. Ea se rezolvă fie prin întrebuințarea sărurilor topite ca agent de schimb caloric, fie prin fluidizarea cu gaze de ardere a unui material inert (de exemplu nisip) în mantaua de încălzire. În felul acesta, coeficientul parțial de transfer al agentului de încălzire crește considerabil și deci se poate mări diametrul critic. Totuși și aici există o limitare la o anumită valoare a producției. În această situație se schimbă amplasamentul suprafeței de transfer în sensul că se introduc în strat schimbătoare de căldură tubulare aerodinamice, astfel cum s-a menționat anterior. La acest gen de transfer nu mai există vreo limitare de producție. Dacă nu există spațiu suficient pentru amplasarea acestor schimbătoare, se diluează catalizatorul cu un solid inert care permite mărirea înălțimii stratului fără ca să se schimbe timpul de contact cu substanța catalitică activă, sau se mărește secțiunea reactorului cu secțiunea ocupată de schimbător. În cazul de față se poate încerca o simplificare față de instalația în strat fix în sensul evaporării alcoolului direct în stratul fluidizat din reactor. Bineînțeles că în acest caz calculul reactorului trebuie revizuit, ținîndu-se seama și de căldura latentă de vaporizare a alcoolului care trebuie să fie cedată tot în reactor. Avînd în vedere că reacția este slab endotermă, se poate proiecta reactorul și pentru această sarcină suplimentară, diametrul critic fiind în acest caz mai mare.

2. Reactoare necatalitice

În reactoarele necatalitice are loc o reacție a gazului (în general a agentului de fluidizare) cu solidul menținut în stare fluidizată. Reacția are loc deci cu solidul care se transformă într-un produs care trebuie evacuat din reactor. Procesul poate fi condus în regim discontinuu sau continuu. În primul caz, se încarcă reactorul cu pulberea care formează materia primă, se trece gazul de fluidizare care poate fi reactantul pur sau un amestec de reactant cu un inert și apoi, la sfîrșitul operației, se descarcă produsul. Gazele pot fi recirculate. Problema descărcării solidului din reactoarele continue (loc de descărcare și compoziția solidului) a fost tratată în cadrul introducerii la acest capitol.

a) **Exemple de calcul.** *Reactor discontinuu pentru obținerea cianamidei de calciu.* Să se efectueze calculul tehnologic al unui reactor în strat fluidizat în care să aibă loc reacția: $CaC_2 + N_2 \rightarrow CaCN_2 + C$. Producție: 10 kg $CaCN_2$ 100%/oră.

Cianamida de calciu se fabrică în mod obișnuit în strat fix: printr-o masă de pulbere de carbură de calciu, măcinată în mori speciale în atmosferă de gaz inert (N_2) se trece un curent de azot cu o viteză foarte mică. Reacția exotermă trebuie inițiată printr-o încălzire, de

Scanned with OKEN Scanner

exemplu electrică, ea decurgînd apoi fără aport caloric din exterior. Problema principală o constituie tocmai eliminarea căldurii de reacție care este foarte mare — 72 kcal/mol — și care nu permite să se utilizeze reactoare cu diametre mari. În aceste condiții, timpul de reacție este de cîteva zeci de ore, întregul proces avînd amprenta unei fabricații greoaie. Dacă produsul rezultat prin procedeul fluidizării rămîne în stare pulverulentă fără să sinterizeze și dacă nu se ivesc și alte inconveniente eliminatorii, se înțelege de la sine că tehnica fluidizării pare foarte atrăgătoare în acest caz. În exemplul de față se presupun aceste condiții îndeplinite și dintre procedeele actuale se alege varianta după Polzenius-Kraus, în care se reușește prin adaos de clorură de calciu să se coboare temperatura de reacție de la 1 000°C la 500—600°C. În acest caz, va trebui construită o baterie de reactoare care se asigure producția propusă. Necunoscîndu-se timpul mort se simplifică calculul în sensul că se propune calculul unui reactor a cărui producție să fie 10 kg $CaCN_2$/șarjă.

Se presupun următoarele date de calcul:

1. Timp de contact al azotului în condițiile de temperatură ale reacției . . . . . 20 s
2. Temperatura de reacție . . . . . 600°C
3. Căludura de reacție . . . . . 70 kcal/mol
4. Granulația carbidului . . . . . 0—100 μ
5. Viteza medie de fluidizare . . . . . 0,10 m/s
6. Conversie 100%
7. Selectivitate 100%
8. Coeficient de transfer caloric . . . . . 300 kcal/m² · h · grd

Bilanțul de materiale

$$CaC_2 + N_2 = CaCN_2 + C$$
$$64 \quad 28 \quad 80 \quad 12$$

1. Producția de cianamidă . . . 10 kg/șarjă = 0,125 kmol/șarjă
2. Debit de azot stoechiometric . . 2,8 m³N/șarjă = 9 m³/șarjă la 600°C

Calculul de curgere

3. Volumul stratului așezat ($\gamma = 1500$ kgf/m³) . . . . . $\frac{10}{1500} = 6{,}6 \cdot 10^{-3}$ m³
4. Volumul stratului expandat . . . . . 10^{-2} m³
5. Timpul de contact al azotului . . . . . 20 s
6. Debitul azotului . . . . . $\frac{10^{-2}}{20} = 5 \cdot 10^{-4}$ m³/s
7. Durata unei operații pentru șarja de 10 kg $CaCN_2$ . . . . . $\frac{9}{5 \cdot 10^{-4}} = 1{,}8 \cdot 10^{4}$ s = 5 ore
8. Viteza de fluidizare . . . . . 0,10 m/s
9. Secțiunea reactorului . . . . . $\frac{5 \cdot 10^{-4}}{0{,}10} = 5 \cdot 10^{-3}$ m²

Scanned with OKEN Scanner

10. Înălțimea stratului . . . . . $\frac{5 \cdot 10^{-3}}{5 \cdot 10^{-3}} = 1$ m

11. Diametrul stratului . . . . . 0,08 m

Calculul termic

12. Suprafața disponibilă . . . . . 0,23 m^2

13. Căldura dezvoltată orar . . . . . $1{,}75 \cdot 10^3$ kcal/h

14. Coeficient de transfer caloric . . 300 kcal/$m^2 \cdot h \cdot grd$

15. Diferența de temperatură . . . . 200°C

16. Suprafața necesară . . . . . 0,029 m^2

Prin timpul de contact al azotului de 20 s se înțelege că azotul introdus la baza stratului reacționează complet, adică este reținut de strat dispărînd complet, dacă este în contact cu stratul timp de 20 s. În cazul fluidizării însă, această dispariție ar însemna și lipsa de fluidizare. Este necesar să se adopte un debit mai mare de azot, astfel încît timpul de contact să fie mai mic, iar excesul de azot să fie calculat astfel încît la suprafața stratului să mai rămînă un debit suficient care să mențină viteza de fluidizare de 10 cm/s. Este evident că în acest caz viteza gazului la baza stratului va fi mai mare, ceea ce este favorabil unei bune fluidizări (la baza stratului se adună particulele mai mari care necesită viteze de fluidizare mai mari). Azotul suplimentar va fi recirculat de o suflantă și în acest curent se va introduce continuu cantitatea de azot care se consumă în reacție. Se ia debitul la baza reactorului dublu decît debitul stoechiometric 10^{-3} m^3/s, așa încît în partea superioară a reactorului să rămînă pentru fluidizare $5 \cdot 10^{-4} \cdot m^3/s$.

Reactor necatalitic cu mers continuu. Se dă ca exemplu un reactor teoretic pentru obținerea acetilenei din carbid în strat fluidizat. Principiul metodei constă în fluidizarea stratului de carbid cu abur care servește atît ca agent de fluidizare cît și ca reactant. Căldura de reacție este preluată prin vaporizarea apei într-o manta de răcire și aburul format aici este întrebuințat în proces fără ca să mai fie nevoie de un generator de abur exterior. Reactorul este cilindric, cu placă perforată în partea inferioară, cu dispozitive de încărcare a carbidului și descărcare a prafului de hidroxid de calciu (v. fig. 124).

Reacția are loc conform ecuației $CaC_2 + 2H_2O = Ca(OH)_2 + C_2H_2$. Dacă se conduce operația astfel încît să nu existe exces de apă, nu se formează decît praf de hidroxid de calciu. Acetilena rezultată împreună cu aburul în exces iese pe la partea superioară trecînd printr-un sistem clasic de desprăfuire. Temperatura de reacție se menține la 135°C, în manta fiind 100°C (apă la fierbere la presiune atmosferică).

Scanned with OKEN Scanner

Pentru preluarea unei părți a căldurii mari de reacție se introduce apa necesară sub formă de abur și sub formă lichidă (prin pulverizarea apei lichide în abur sau direct în stratul fluidizat). Se pune condiția

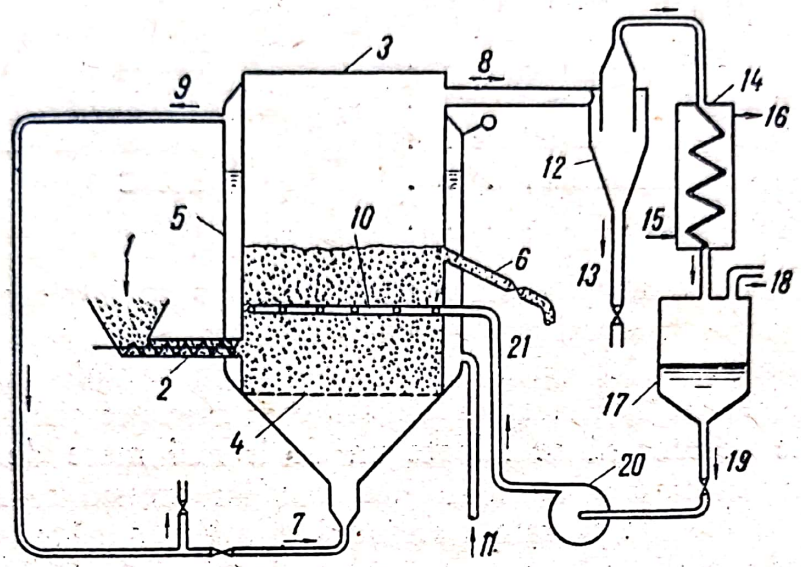


Fig. 124. Reactor pentru obținerea acetilenei din carbid:

1 — încărcarea carbidului; *2* — șnec; *3* — reactor; *4* — placă de distribuție; *5* — manta de răcire; *6* — evacuarea oxidului de calciu; *7* — intrarea aburului; *8* — ieșirea acetilenei și a vaporilor de apă; *9* — ieșirea aburului din manta; *10* — orificii pentru injecția directă a apei; *11* — intrarea apei în manta; *12* — ciclon; *13* — descărcarea prafului din ciclon; *14* — condensator; *15, 16* — intrarea și ieșirea apei de răcire; *17* — separator de apă; *18* — acetilenă spre gazometru; *19* — ieșirea apei din separator; *20* — pompă centrifugă; *21* — intrarea apei de injecție.

ca hidroxidul de calciu rezultat să nu conțină mai mult de 1% carbid nereacționat.

Bilanțul de materiale

$$CaC_2 + 2H_2O = Ca(OH)_2 + C_2H_2$$
$$64 + 36 = 74 + 26$$

1. Producția de acetilenă . . . . . 30 $m^3N/h = 1{,}34$ kmol/h
2. Debitul de carbid necesar . . . . . $1{,}34 \cdot 64 = 85$ kg/h
   (pentru simplificare se neglijează cantitatea de 1% CaC_2 nereacționat)
3. Carbid tehnic corespunzător (65% puritate) $85/0{,}65 = 130$ kg/h
4. Apă necesară reacției . . . . . $1{,}34 \cdot 36 = 48$ kg/h
5. Hidroxid de calciu rezultat . . . . . $1{,}34 \cdot 74 = 99$ kg/h

Calcul de curgere

6. Viteza de fluidizare . . . . . 15 cm/s = 0,15 m/s
7. Greutatea specifică a aburului, la 135° și 1 atm . . . . . 0,545 kgf/m^3
8. Debitul de abur la intrare . . . . . $\frac{48}{0{,}545} = 88$ m^3/h

Scanned with OKEN Scanner

9. Secțiunea reactorului . . . . . 0,166 m²
10. Diametrul reactorului . . . . . 0,46 m²

Bilanțul termic

Se folosește relația:

$$Q_i + Q_r = Q_e + Q_p$$

în care:

Q_i este căldura adusă de reactanți;
Q_r — căldura de reacție;
Q_e — căldura preluată de produsele de reacție;
Q_p — căldura evacuată din sistem pentru echilibrarea bilanțului termic.

11. Căldura specifică a carbidului . . . . . 14,1 kcal/kmol · grd
12. Conținutul caloric al vaporilor de apă la 135° și 1 atm . . . . . 640 kcal/kg
13. Căldura adusă de reactanți . . . . . 31700 kcal/h
$\frac{130}{64} \cdot 14{,}1 \cdot 25 + 48 \cdot 640 = 31700$ kcal/h
14. Căldura de reacție . . . . . 67400 kcal/h
15. Căldura specifică a hidroxidului de calciu . 21,4 kcal/kmol · grd
16. Căldura specifică a acetilenei . . . . . 11,76 kcal/kmol · grd
17. Căldura preluată de produsele de reacție . 6000 kcal/h
$135 \cdot (99 \cdot 21{,}4/74 + 1{,}34 \cdot 11{,}76) = 6000$ kcal/h
18. Căldura care trebuie evacuată din sistem . 93100 kcal/h
$31700 + 67400 - 6000 = 93100$ kcal/h

Calculul termic

19. Coeficientul de transfer caloric (apreciat) . 480 kcal/m² · h · grd
20. Diferența de temperatură . . . . . 35°C
21. Suprafața de schimb caloric . . . . . $\frac{93100}{480 \cdot 35} = 5{,}5$ m²
22. Înălțimea reactorului rezultată din calculul termic . . . . . $\frac{5{,}5}{0{,}46} = 3{,}8$ m

Se observă că din calculul termic a rezultat un reactor mult prea înalt față de diametrul său. În consecință se recurge la proprietatea stratului fluidizat de a permite injectarea directă în strat a lichidelor vaporizabile. În cazul în speță se injectează direct o parte din apa necesară reacției.

23. Debitul apei injectate direct . . . . . 24 kg/h
24. Căldură preluată de apa directă . . . . 15200 kcal/h
25. Căldură transmisă prin pereți . . . . . $93100 - 15200 \cong 78000$ kcal/h
26. Suprafața de schimb necesară . . . . . $\frac{78000}{480 \cdot 35} = 4{,}65$ m²
27. Înălțimea corespunzătoare . . . . . $\frac{4{,}65}{0{,}46 \cdot 3{,}14} = 3{,}2$ m

Scanned with OKEN Scanner

Rezultă un reactor de 3,2 m înălțime și 0,46 m diametru, care este mai acceptabil. Dacă se dorește totuși un profil de reactor cu h/D_t mai mic, soluția este să se introducă suprafețe interioare de răcire cu care se echilibrează perfect bilanțul termic.

Condiții de reacție. La un reactor cu strat fluidizat turbulent, deci îndeplinind toate avantajele scontate, nu se pot încărca într-un punct reactanții și descărca din alt punct produsele de reacție. Totuși, dacă în cursul reacției au loc transformări importante în ceea ce privește mărunțirea sau micșorea greutății specifice a particulelor prin schimbarea porozității, particulele reacționate se acumulează preferențial la un anumit nivel al stratului, de unde pot fi eliminate. Dacă produsul solid rezultat nu se deosebește sensibil de reactantul solid, aparatul de fluidizare trebuie calculat la o amestecare totală. Totuși, chiar cînd există o acumulare preferențială la suprafața stratului, produsul descărcat nu este în mod obligator produsul de reacție în stare pură. Proporția reactantului este însă mai mică, la același volum de reacție, decît la reactorul cu amestecare totală. În schimb, de îndată ce se admite un strat preferențial la suprafață, rezultă că nu există o fluidizare perfectă în care particulele aflate la toate nivelele să se amestece între ele asigurînd în acest fel uniformitatea optimă a temperaturilor, intensitatea maximă a schimbului de căldură și de masă și toate celelalte calități ale stratului fluidizat. Trecerea la un sistem dat, de la acest regim de funcționare, la cel bazat pe amestecare totală, are loc prin mărirea vitezei de fluidizare.

Parametrii necesari pentru proiectarea reactoarelor cu alimentare continuă sînt furnizați de un reactor experimental în care în exemplul considerat mai sus (sinteza acetilenei din carbid și apă) se fluidizează cu vapori de apă o pulbere de hidroxid de calciu, astfel cum rezultă ea din reacție. Se ia în mod intenționat o înălțime inițială de strat mică. Se încarcă carbidul lateral, pe la baza stratului, cu debitul stoechiometric față de debitul de abur și se descarcă debitul corespunzător de deșeu. Se mărește treptat stratul de hidroxid pînă cînd produsul gazos rezultat este format numai din acetilenă, cu alte cuvinte, pînă cînd conversia vaporilor de apă este totală. În acest moment se controlează compoziția deșeului descărcat. Se pot ivi două cazuri:

1. Procentul de carbid nereacționat este peste limita admisibilă. În acest caz se mărește înălțimea stratului pînă cînd este satisfăcută și condiția impusă compoziției deșeului (cu observația că în cazul de față și în general al reacțiilor necatalitice, mărirea timpului de contact al gazului peste valoarea necesară unei transformări complete, nu dăunează reacției. În caz contrar, se admite un compromis pe baza unei analize economice).

Scanned with OKEN Scanner

2. Procentul de carbid este sub limita admisibilă și deci proiectarea pe baza timpului de contact al gazului satisface și condiția pusă gradului de transformare al solidului.

În consecință, pentru proiectarea reactoarelor în care agentul de fluidizare reacționează cu solidul, experiența trebuie să furnizeze timpul de contact al gazului și timpul de staționare al solidului, corespunzător unui anumit grad de transformare al gazului, respectiv al solidului. Din aceste date se calculează volumul spațiului de reacție.

B. Proiectarea instalațiilor de fluidizare catalitică cu circulația catalizatorului

În acest caz, proiectarea reactorului și a regeneratorului se face concomitent cu proiectarea sistemului de circulație al catalizatorului. Formulele de calcul ale sistemului circulator sînt date la capitolul hidrodinamicii fluidizării cu circulație. Tot acolo este dată și schema de bază a sistemului, iar considerațiile care se vor face în acest capitol se vor referi la această schemă (v. fig. 33, p. 67).

Considerațiile hidrodinamice arată strînsa interdependență a celor două fluxuri: din vasul *A* în vasul *B* și din vasul *B* în vasul *A*. Problema cea mai importantă este să se asigure suficientă înălțime conductelor de coborîre pentru a se putea crea presiunea necesară curgerii solidului prin conductele de coborîre. Totuși, întrucît înălțimea conductelor de coborîre decide în mare măsură înălțimea instalației, este bine să nu se exagereze această înălțime. Surplusul prevăzut este necesar mai ales la instalațiile pilot pentru a permite o flexibilitate mai mare. În același timp, pentru valvele alunecătoare trebuie prevăzută o pierdere de presiune minimă de 0,07 kgf/cm^2 la debitul maxim de solid, pentru a reduce posibilitatea curgerii inversate, adică a intrării aerului în reactor sau a hidrocarburii în regenerator, la reacțiile de cracare catalitică sau un accident similar la alte reacții cu circulația catalizatorului. Un alt fapt de care trebuie să se țină seama este ca instalația să fie proiectată astfel încît ambele aparate să lucreze la aproximativ aceeași presiune statică pentru a evita disproporțiile între înălțimile celor două conducte de coborîre. Trebuie să se prevadă de asemenea un sistem flexibil de reglaj al presiunii statice pentru a putea compensa în instalațiile pilot schimbările nivelelor celor două straturi fluidizate, cînd se schimbă condițiile de operare. Un mod convenabil de a face acest lucru este de a fixa presiunea în unul din vase cu ajutorul unui regulator de presiune și de a opera supapa care reglează presiunea în cel

Scanned with OKEN Scanner

de-al doilea vas, cu ajutorul unui regulator diferențial de presiune care menține constantă diferența de presiune la baza celor două vase *A* și *B*. În felul acesta, variațiile în nivelul solidului din cele două vase sînt compensate de variații în presiunile de deasupra stratelor și deci presiunile hidrostatice care există la baza conductelor de coborîre rămîn constante. Pentru a menține o curgere lină este necesară o reglare extrem de fină a presiunii în cele două vase. Se vor prevedea instrumente capabile să regleze presiunile cu o sensibilitate de 5—10 mm col. apă și care să răspundă la variații bruște în valoarea presiunii.

În proiectarea instalației în ansamblul său trebuie să se introducă în ecuațiile (1) și (2) (v. p. 66) valorile diferiților termeni. Calculul acestor factori se face în modul arătat în cele ce urmează.

1. Presiunea hidrostatică din aparatele de fluidizare și din conductele de coborîre

Presiunea hidrostatică este egală în cazul fluidizării cu presiunea exercitată de greutatea stratului fluidizat. Ea este egală deci cu greutatea specifică înmulțită cu înălțimea stratului. Greutatea specifică a stratului este ca și pentru celelalte părți ale instalației (conducte de coborîre, urcare etc.) un parametru care trebuie determinat în laborator, folosind într-o aparatură de sticlă catalizatorul care va fi utilizat în reacție. Se experimentează cu toată gama de viteze care se prevede că vor fi întrebuințate. Greutățile specifice obținute în aparatura de sticlă servesc pentru proiectarea instalației pilot, iar pentru instalația industrială, se folosesc rezultatele găsite în pilot.

2. Pierderea de presiune a agentului de fluidizare la trecerea prin orificii, valve și plăci de distribuție

Aceste pierderi se calculează întrebuințînd relații care sînt principial aceleași ca la lichidele adevărate. De exemplu, pierderea de presiune a curentului de pulbere fluidizată care traversează o valvă sau o placă perforată se calculează cu formula obișnuită a orificiului. Se folosesc deci pentru calculul valvelor și a plăcilor de distribuție următoarele formule:

$$\sqrt{v_0^2 - v_1^2} = c\sqrt{2gh} \tag{7}$$

$$h = \Delta P/\gamma_a \tag{8}$$

$$\Delta P = \frac{\gamma_a (v_0^2 - v_1^2)}{2gc^2} = 0{,}051 \frac{\gamma_a (v_0^2 - v_1^2)}{c^2} \tag{9}$$

Scanned with OKEN Scanner

De aici se poate calcula suprafața de trecere pentru cazul valvei sau a plăcii perforate. În primul caz, greutatea gazului în amestec cu solidul poate fi neglijată, iar v_1 este mic în comparație cu v_0, astfel încît se ajunge la expresia:

$$v_0 = \frac{c}{0{,}226}\sqrt{\frac{\Delta P}{\gamma_{ac}}} \tag{10}$$

în care înlocuind $W = \gamma_{ac} v_0 A_0$ se obține:

$$A_0 = \frac{W}{\gamma_{ac}(c/0{,}226)\sqrt{\Delta P/\gamma_{ac}}} = \frac{0{,}226}{c} \cdot \frac{W}{\sqrt{\Delta P \gamma_{ac}}} \tag{11}$$

Pentru a calcula deschiderea plăcii de distribuție, la care volumul solidului este neglijabil față de volumul gazului și unde v_1, adică viteza în strat, după trecerea prin placă, este neglijabilă față de v_0, adică viteza sub placă, se întrebuințează formula:

$$A_0 = \frac{0{,}226}{c} V\sqrt{\frac{\gamma_{au}}{\Delta P}} \tag{12}$$

În formulele de mai sus s-au folosit următoarele notații:

ΔP — pierderea de presiune, kgf/cm^2;
h — înălțimea coloanei de fluid, m;
γ_a — greutatea specifică a curentului de solid + gaz, kgf/m^3;
γ_{ac} — greutatea specifică a fluidului din conducta de coborîre, kgf/m^3;
γ_{au} — greutatea specifică a fluidului din conducta de urcare, sub placa de distribuție, kgf/m^3;
v_0 — viteza prin restricție, m/s;
v_1 — viteza în sensul curentului;
g — accelerația pămîntească = 9,81 m/s^2;
c — coeficientul orificiului (0,6—0,8 pentru catalizatorul de cracare în strat fluidizat);
A_0 — suprafața restricției, m^2;
W — debitul gravimetric de curgere al solidului, kg/h;
V — debitul volumetric al gazului de transport în condițiile de lucru, m^3/h.

3. Pierderea de presiune prin conductele de transport pneumatic

(conductele de urcare a pulberii)

La studiul hidrodinamic al fluidizării cu circulație s-au arătat relațiile care guvernează fenomenul transportului pneumatic, Aceste relații sînt întrebuințate pentru proiectarea conductelor de urcare a pulberii. Pierderea de presiune din aceste conducte este formată din presiunea

hidrostatică datorită greutății coloanei de fluid și din pierderea de presiune datorită frecării.

De la început trebuie să se facă observația că există două cazuri bine distincte: instalațiile industriale, la care se întrebuințează conducte cu diametre peste 0,50 m și la care pierderea de presiune prin frecare, calculată cu oricare dintre formulele date, este neglijabilă față de presiunea hidrostatică a greutății amestecului de solid și gaz și instalațiile pilot, la care diametrul conductelor de urcare este adesea de ordinul a 0,015 m și la care deci frecarea joacă un rol important. La instalațiile pilot proiectarea se face astfel încît transportul să aibă loc cu un minim de pierdere de presiune. Descreșterea presiunii hidrostatice se poate obține prin mărirea vitezei gazului, însă în acest fel apare limitarea datorită creșterii frecării. La instalațiile industriale, viteza este limitată superior de eroziunea conductei; această limitare nu are importanță prea mare la piloți, care au o existență efemeră. În ambele cazuri însă este bine să se proiecteze cu viteze cît mai mari cu putință pentru că numai la viteze mari transportul pneumatic funcționează în condiții optime (curgere continuă lipsită de șocuri).

Pierderea de presiune în conductele de urcare, calculată cu oricare din formulele date, conține ca termen separat pierderea de presiune datorită presiunii hidrostatice a coloanei de fluid (gaz+solid). Această pierdere de presiune are valoarea:

$$\Delta P = h\gamma_a \qquad (13)$$

în care notațiile au aceeași semnificație ca în ecuația (8). În acest caz dificultatea constă în obținerea unei valori corecte a greutății specifice a fazei diluate din conducta de urcare. Datele experimentale trebuie să precizeze modul în care a fost determinată această valoare.

În transportul pneumatic există o deosebire între viteza gazului și viteza solidului transportat, definită ca viteză de alunecare (diferența între viteza gazului și viteza solidului) sau ca factor de alunecare (raportul între viteza gazului și viteza solidului). Dacă greutatea specifică a fazei din conducta de urcare se calculează ca raportul între debitul gravimetric al amestecului de solid și gaz și debitul volumetric de gaz, ea nu reprezintă greutatea specifică reală, care este mai mare tocmai din cauza alunecării. La rîndul său, factorul de alunecare diferă în funcție de înclinația conductei, fiind maxim la conductele verticale cu transport ascendent, minim la cele verticale cu transport descendent și egal cu unitatea la cele orizontale. Greutatea specifică reală se obține înmulțind greutatea specifică calculată din debitele de alimentare cu gaz și solid, cu factorul de alunecare. Acest factor este egal cu 2 la instalațiile de cracare catalitică în strat fluidizat. Cifra este acoperitoare pentru că de fapt viteza de cădere liberă este, la catalizatorul întrebuințat în mod obișnuit în cracarea catalitică în strat fluidizat, de

Scanned with OKEN Scanner

circa 0,3 m/s; la 6 m/s viteză de antrenare, factorul de alunecare este egal cu 6/(6—0,3). Totuşi este bine ca proiectantul să aibă la dispoziţie determinări experimentale ale factorului de alunecare făcute chiar pentru pulberea ce va fi întrebuinţată în instalaţia industrială. Folosind factorul de alunecare, pierderea de presiune prin presiunea hidrostatică a greutăţii coloanei de fluid se poate calcula cu formula:

$$\Delta P = SWh/V \qquad (14)$$

în care ΔP, W, h şi V au aceleaşi semnificaţii ca în formulele precedente, iar S este factorul de alunecare.

Pierderea de presiune prin frecare se datoreşte frecării gazului şi solidului şi este neglijabilă la instalaţiile industriale. La instalaţiile pilot ea este importantă şi trebuie să fie calculată. Calculul ei se poate face cu ajutorul formulelor date la capitolul de curgere a fluidizării cu circulaţie sau cu formulele lui Hariu şi Molstad [4]. În această relaţie frecarea este calculată sub forma unei frecări globale a gazului şi solidului. Lungimea L care intră în această formulă este o lungime echivalentă, care se obţine adăugînd la lungimea în linie dreaptă a conductei, lungimile echivalente din coturi, care trebuie estimate, şi pierderile de presiune ce au loc la intrarea şi ieşirea pulberii din conductă.

4. Calculul aerării conductelor şi a strippingului

La instalaţiile industriale, la care conductele de coborîre au înălţimi foarte mari, gazul interstiţial de la baza acestora este atît de comprimat încît particulele suferă o tasare care nu le permite să curgă liber şi continuu. În această situaţie, trebuie să se prevadă şi să se calculeze aerarea conductelor de coborîre cu cantităţi de gaz din ce în ce mai mari cu cît punctul considerat este mai apropiat de baza conductei. Injectarea se face aproximativ din 4 în 4 m.

Cantitatea de gaz de aerare necesară este diferenţa între cantitatea de gaz de aerare care trebuie introdusă la baza conductei de coborîre şi cantitatea de gaze pe care catalizatorul o ia cu el din reactor sau regenerator în căderea sa din aceste vase în conductele de coborîre.

Calculul cantităţii de gaz antrenat se face în modul următor: dacă se consideră unitatea de volum de amestec de solid şi gaz care curge din vas în conducta de coborîre, se poate scrie relaţia:

$$\gamma_s(1-\alpha)+\gamma_g\alpha-\gamma_a \qquad (15)$$

în care:

$$\alpha=\frac{\gamma_s-\gamma_a}{\gamma_s-\gamma_g} \qquad (16)$$

Scanned with OKEN Scanner

S-a notat cu: α — volumul de gaz dintr-un m^3 de amestec care curge din reactor în conducta de coborîre, m^3/m^3;

$1-\alpha$ — volumul real de catalizator solid dintr-un m^3 de amestec, m^3/m^3;

γ_s — greutatea specifică reală a solidului, kgf/m^3;

γ_a — greutatea specifică a amestecului de gaz și catalizator, kgf/m^3;

γ_g — greutatea specifică a gazului, calculată la temperatura și presiunea existentă în punctul considerat, kgf/m^3.

De aici rezultă:

$$V=\frac{\alpha G}{\gamma_s(1-\alpha)}=W\frac{\frac{\gamma_s-\gamma_a}{\gamma_s-\gamma_g}}{\gamma_s\left(1-\frac{\gamma_s-\gamma_a}{\gamma_s-\gamma_g}\right)}=\frac{G(\gamma_s-\gamma_a)}{\gamma_s(\gamma_a-\gamma_g)} \qquad (17)$$

în care:

V este debitul de gaz care părăsește vasul, m^3/h;

G — debitul real de catalizator care părărsește vasul, kg/h.

Calculul se face pentru toate nivelele la care se efectuează aerarea.

La instalațiile pilot obișnuite conductele de coborîre sînt relativ scurte și în consecință și efectul de tasare este neînsemnat. Ele pot funcționa fie fără aerare, fie cu o singură aerare la baza conductei de coborîre. Această aerare nu trebuie să fie calculată de proiectant, ea urmînd să fie determinată pe loc pentru obținerea unei curgeri satisfăcătoare. La piloții mai mari situația se apropie de cazul instalațiilor industriale descris mai sus și aerația trebuie calculată în consecință.

5. Calculul aparatelor pentru separarea pulberii antrenate

Calculul cicloanelor trebuie să se facă astfel încît să nu fie nevoie de mai mult de un ciclon în instalațiile pilot și de mai mult de 3 cicloane în serie, în instalațiile industriale. În străinătate se proiectează în prezent cicloane de 99,98% eficacitate.

Cu aceasta, calculul factorilor care intră în ecuația de echilibru se consideră terminat și se trece la calculul instalației de fluidizare cu circulație. Schema redată la capitolul de curgere al fluidizării cu circulație și pe baza căreia se va dezvolta exemplul redat la finele acestui capitol, este o schemă de bază care se regăsește în principiu la toate modelele noi de instalații de cracare catalitică în strat fluidizat.

Calculul sistemului se face prin încercări.

Scanned with OKEN Scanner

6. Exemple de calcul

a) **Calculul conductelor de urcare.** Ca exemplu de calcul tehnologic al conductelor de urcare se dă o aplicație [4] care este rezolvată conform considerațiilor și ecuațiilor referitoare la transportul pneumatic, dezvoltate la studiul hidrodinamic a fluidizării cu circulație (v. p. 62 ș.u.).

Aplicație. Într-o conductă de urcare a catalizatorului uzat de la o instalație de cracare catalitică în strat fluidizat se transportă catalizatorul uzat în următoarele condiții:

1. Diametrul interior al conductei . . . . . 1,8 m
2. Temperatura aerului . . . . . 482°C
3. Presiunea medie . . . . . 0,7 kgf/cm²
4. Viteza liniară a aerului . . . . . $v_g = 7{,}5$ m/s
5. Viscozitatea aerului . . . . . $\eta = 3{,}66 \cdot 10^{-6} \frac{kg \cdot s}{m^2}$
6. Greutatea specifică a particulei solide . . . . . $\gamma_p = 975$ kgf/m³

Un manometru diferențial montat pe jumătatea superioară a conductei (unde accelerația este neglijabilă) arată o denivelare de 20,5 kgf/m² · m. În aceleași condiții, adică cu același debit de aer, însă fără circulația catalizatorului, manometrul arată o pierdere de presiune egală cu zero.

Se cere:

1. Care este debitul de catalizator uzat cînd D_p = a) 50 μ și b) D_p = 100 μ. Se face ipoteza că pierderea de presiune prin frecarea solidului este neglijabilă (cea a gazului s-a arătat că este într-adevăr nulă).

2. Să se arate că frecarea solidului este o fracțiune neglijabilă din pierderea de presiune totală. Avînd în vedere că valoarea factorului de fricțiune pentru catalizatorul de cracare într-o conductă căptușită cu cărămidă refractară nu este cunoscută, să se facă calculul în ipotezele a) $\varsigma_s = 0{,}001$ și b) $\varsigma_s = 0{,}004$.

Rezolvare:

1. Debitul gravimetric specific pentru solid este dat de relația:

$$G_s = \gamma_a v_s$$

în care:

γ_a este greutatea specifică a fazei disperse din conducta de urcare, calculată din date experimentale (pierderea de presiune pe unitatea de lungime a conductei) = 20,5 kgf/m³;

v_s — viteza particulei solide, calculată din expresia:

$$v_s = v_g - \Delta v$$

în care:

v_g este viteza gazului (7,5 m/s);

Δv — viteza de alunecare, dată de relația:

$$\Delta v = \frac{D_p^2}{18\,\eta}(\gamma_p - \gamma_g) \cong \frac{D_p^2 \gamma_p}{18\,\eta}$$

Pentru particule de 50 μ:

$\Delta v = 3{,}5 \cdot 10^{-2}$ m/s

$v_s = 7{,}465$ m/s

$G_s = 151$ kg/m$^2 \cdot$ s $= 1400$ t/h

Pentru particule de 100 μ:

$\Delta v = 1{,}48 \cdot 10^{-2}$ m/s

$v_s = 7{,}35$ m/s

$G_s = 150$ kg/m$^2 \cdot$ s $= 1370$ t/oră

Se observă că G_s pentru particule de 50 μ și G_s pentru particule de 100 μ nu diferă mult între ele și deci diametrul particulei are o influență neglijabilă cînd viteza aerului (v_g) este relativ mare față de viteza de alunecare.

2. Efectul frecării solidului. Din ecuația:

$$\frac{\Delta p_s}{L\,G_s} = \frac{1}{v_s} + \frac{2\,\zeta_s}{gD}\,v_s$$

se poate calcula pierderea de presiune hidrostatică relativă $\left(\frac{1}{v_s}\right)$ și pierderea de presiune prin frecare relativă ($2\zeta_s v_s / gD$). Dacă se ia pentru v_s o valoare arbitrară, de exemplu 7,5 m/s, se obține pentru pierderea de presiune prin frecare relativă, exprimată în procente din pierderea de presiune totală, valori cuprinse între 0,7 % (pentru $\zeta_s = 0{,}001$) și 2,7 % (pentru $\zeta_s = 0{,}004$), ceea ce arată că, pentru conducta de urcare de dimensiunile alese în acest exemplu, pierderea de presiune cauzată prin frecarea solidului este neglijabilă.

b) **Calculul unei instalații de fluidizare cu circulație.** Avînd toate elementele de calcul ale unei instalații de fluidizare cu circulație, se dă mai jos modul în care se proiectează o asemenea instalație în ansamblul ei.

Calculul se face prin metoda încercărilor succesive, plecînd de la date oferite de experiența altor instalații în funcțiune sau de cele oferite de pilotul instalației industriale (dacă acesta există). În acest din urmă caz se pune problema proiectării pilotului. Proiectarea acestuia se face după același mod de calcul, însă ea este și mai dificilă pentru că pierderea de presiune prin frecare în conductele de urcare a pulberii este

Scanned with OKEN Scanner

în acest caz importantă (din cauza diametrului redus al conductelor), această frecare nemaiputînd fi neglijată.

Formulele de calcul sînt acelea date la studiul hidrodinamic al fluidizării cu circulație (vezi fig. 33):

$$P_A+\gamma_1 h_1+\gamma_2 h_2=\Delta P_1+\Delta P_2+\gamma_3 h_3+\Delta P_{GB}+\gamma_4 h_4+P_B \quad (18)$$

$$P_B+\gamma_4 h_4+\gamma_5 h_5=\Delta P_3+\Delta P_4+\gamma_6 h_6+\Delta P_{GA}+\gamma_1 h_1+P_A \quad (19)$$

$$\gamma_2 h_2+\gamma_5 h_5=\Delta P_1+\Delta P_2+\Delta P_3+\Delta P_4+\gamma_3 h_3+\gamma_6 h_6+\Delta P_{GA}+\Delta P_{GB} \quad (20)$$

Ca exemplu de calcul s-a ales proiectul tehnologic pentru obținerea butilenei din butan prin tehnica fluidizării cu circulație. Procesul este descris la capitolul „Aplicațiile fluidizării", unde s-a insistat mai mult asupra chimismului și asupra fluxului de materiale. Pentru proiectarea tehnologică trebuie să se stabilească randamentele și condițiile de operare care definesc producția în produs principal și cărbune. Prin condiții de operare se înțeleg viteza spațială, temperatura, presiunea parțială a hidrocarburii etc. Condițiile chimice propriu-zise, care se referă la activitatea catalizatorului, nu intervin aici. Ceea ce interesează în legătură cu activitatea catalizatorului este depunerea de cărbune în unitatea de timp, pentru că acesta trebuie transportat în regenerator și ars, fapt care determină ritmul circulației catalizatorului și bilanțul termic și de presiune al instalației.

Se dau mai jos toate datele mai importante ce sînt folosite în acest exemplu și care se presupun furnizate de experimentarea în pilot sau semiindustrial sau sînt admise pe alte considerente. Calculul este făcut pentru o capacitate de prelucrare de 7 450 kg/h.

Capacitatea de prelucrare, materie primă . . . 7450 kg/h
129,5 kmol/h

Compoziția materiei prime, % molare:

propan	0,3 %
n-butan	99 %
i-butan	0,7 %

	Reactor	Regenerator	Cond. de cob.	Cond. de urc.
Temperatura, °C	530	600	—	—
Presiune, ats	1,34	1,20	—	—
Înălțimea stratului, m	5,6	3,9	—	—
Viteza spațială, kg/kg · h	1,1	3,9	—	—
Catalizator/alim, kg/kg	10	—	—	—
Viteza de fluidizare, m/s	0,6	0,6	—	—
Greutatea specifică a stratului fluidizat, kgf/m³	288	272	—	—
Greutatea specifică a catalizatorului, kgf/m³	2000	—	—	—

Scanned with OKEN Scanner

	Reactor	Regenerator	Cond. de cob.	Cond. de urc.
Viteza de coborîre, m/s	—	—	1,05	—
ΔP prin valvă, kgf/m^2:				
Catalizator regenerat	—	—	2470	—
Catalizator uzat	—	—	4650	—
Greutatea specifică a fazei din conducta de coborîre, kgf/m^3	—	—	400	—
Greutatea specifică a fazei diluate din conducta de urcare, kgf/m^3:				
— în conducta de catalizator uzat	—	—	—	17
— în conducta de catalizator regenerat	—	—	—	13,8

Viteza gazului, m/s:

— în conducta de urcare a catalizatorului uzat 11

— în conducta de urcare a catalizatorului regenerat 9,4

Conversie, % gravimetrice (% de butan transformat) 27,4

Selectivitatea (% de butilenă din butanul transformat) 80%

Alimentarea şi produsele de reacţie

	Alimentare	Gaz necondensabil	Butilene	Butan netrans.	Cocs
% gravimetrice	100	3,5	21,9	72,6	2,0
kg/h	7450	260	1640	5410	145
Greutatea moleculară	57,9	7,2	56	58	—
Moli/h	129	36	29,3	93,5	—

Căldura de reacţie . . . . . —433 kcal/kg

Calculul de încercări începe cu ecuaţia (20) de mai sus. În această ecuaţiile notaţiile se referă la fig. 33 (v. p. 67). Această figură poate fi identificată cu fig. 31 dacă vasul A se asimilează cu regeneratorul şi vasul B cu reactorul. Membrul stîng al ecuaţiei (20) reprezintă presiunea hidrostatică totală pe care trebuie să o asigure cele două conducte de coborîre pentru a permite circulaţia solidului în sistem. Ecuaţia (20) este necesară însă nu suficientă pentru calculul conductelor de coborîre: ea trebuie să fie considerată împreună cu ecuaţiile (18) şi (19) din care a fost dedusă. Ea exprimă faptul că fiecare conductă de coborîre trebuie să fie astfel dimensionată, încît să asigure destulă presiune pentru învingerea pierderii de presiune prin valva alunecătoare, conducta de urcare şi grila care urmează acestei conducte de coborîre, însă numai dacă presiunea deasupra stratelor şi înălţimea de strat din cele două vase sînt aceleaşi. Aceşti parametri dispar la însumarea ecuaţiilor (18) şi (19), însumare care duce la ecuaţia (20) de

mai sus, însă valorile separate ale presiunilor $\gamma_2 h_2$ și $\gamma_5 h_5$ sînt dictate și de valorile acestor parametri. Dacă sistemul este simetric, sînt valabile următoarele două ecuații:

$$\gamma_2 h_2 = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \gamma_3 h_3 + \Delta P_{GB} \qquad (21)$$

$$\gamma_5 h_5 = \Delta P_3 + \Delta P_4 + \gamma_6 h_6 + \Delta P_{GA} \qquad (22)$$

În cazul exemplului de față atît presiunea cît și înălțimea stratului fluidizat din reactor sînt mai mari decît în regenerator. Rezultă deci din ecuațiile (18) și (19) o înălțime de conductă de coborîre din reactor mai mică decît cea din regenerator. Înainte de a introduce valorile corespunzătoare în ecuația (20) se face un calcul aproximativ al diametrului conductelor de urcare pentru a vedea dacă pierderea de presiune prin frecare în acestea este sau nu neglijabilă.

Conducta de urcare a reactorului (v. p. 303).

Alimentarea, kg/h	7 450
Viteza gazului, m/s	9,4
Secțiunea aproximativă a conductei, m^2 . . .	0,2

Conducta de urcare a regeneratorului este de obicei de același ordin de mărime. Conform exemplului de calcul dat pentru conductele de urcare, pierderea de presiune datorită frecării solidului este neglijabilă în conducte cu asemenea diametre. Avînd în vedere că și pierderea de presiune prin frecarea gazului este neglijabilă și că, din practica proiectării instalațiilor de fluidizare cu circulație, se știe că presiunea hidrostatică $\gamma_3 h_3 + \gamma_6 h_6$ constituie o fracțiune mică din suma $\Delta P_1 + \Delta P_3$ și că deci într-o primă aproximație, se pot neglija și ele, ecuația (20) se reduce la:

$$\gamma_2 h_2 + \gamma_5 h_5 = \Delta P_1 + \Delta P_3 + \Delta P_{GA} + \Delta P_{GB} \qquad (23)$$

În ceea ce privește pierderea de presiune prin valvele alunecătoare, rezultă din considerarea ecuațiilor de mai sus că prin valva de sub reactor trebuie să aibă loc o pierdere de presiune mai mare decît prin valva de sub regenerator, care este așezat mai sus. Avînd în vedere că, pe de altă parte, se recomandă ca prin valvă să aibă loc o pierdere de presiune de cel puțin 0,2 kgf/cm^2 pentru ca curgerea să fie continuă și cu un debit constant, rezultă că se poate adopta pentru ΔP_2 o valoare egală cu 0,21 kgf/cm^2 și pentru ΔP_4, 0,42 kgf/cm^2. Tot din practica curentă rezultă pentru pierderile de presiune prin plăcile perforate (ΔP_{GA} și ΔP_{GB}) cîte 0,07 kgf/cm^2. Înlocuind aceste valori în ecuația (23) și considerînd $\gamma_2 = \gamma_5 = 400$ kgf/m^3 se obține:

$$400\,(h_2 + h_5) = (0{,}21 + 0{,}42 + 0{,}07 + 0{,}07)\,10^4$$

de unde rezultă pentru suma $(h_2 + h_5)$ valoarea de:

$$h_2 + h_5 = 7\,700/400 = 19 \text{ m}$$

Calculul aproximativ de mai sus și care dă o idee asupra gabaritului instalației este urmat de un calcul mai exact, care furnizează valorile necesare primului calcul complet. Pentru aceasta se iau în considerare ecuațiile (18) și (19) care formează un sistem de două ecuații cu două necunoscute (h_2+h_5). În aceste ecuații termenii ΔP_2 și ΔP_4 se neglijează din motivele arătate mai sus. Dacă se asimilează $\gamma_3 h_3$ cu $\gamma_3 h_5$ și $\gamma_6 h_6$ cu $\gamma_6 h_2$, și se adoptă pentru $\gamma_3 = \gamma_6$ o valoare dată din practică, de maximum 16 kgf/m^3, se obține:

$$P_A+\gamma_1 h_1+\gamma_2 h_2=\Delta P_1+\gamma_3 h_5+\Delta P_{GB}+\gamma_4 h_4+P_B$$
$$P_B+\gamma_4 h_4+\gamma_5 h_5=\Delta P_3+\gamma_6 h_2+\Delta P_{GA}+\gamma_1 h_1+P_A$$

Înlocuind cu valorile corespunzătoare (v. p. 303 și 304), rezultă:

$$12\,000+3{,}9\cdot 272+400\ h_2=2\,100+16\ h_5+700+1\,600+13\,400$$
$$13\,400+5{,}625\cdot 288+400\ h_5=4\,200+16\ h_2+700+1\,050+12\,000$$

Rezolvînd acest sistem de ecuații se obține:

$$h_5=7{,}85 \text{ m și } h_2=12{,}2 \text{ m}$$

Aceste valori sînt foarte apropiate de cifrele definitive, cunoscînd că în final calculul dă pentru h_5 o valoare exactă de 9 m și pentru h_2, de 12 m. Ele constituie valorile cu care se începe calculul de proiectare. Încercările se fac acum prin calcularea exactă a debitelor de gaze, a gazelor antrenate în conductele de coborîre și a gazelor (abur) de aerare a conductelor de coborîre. Acestea servesc la calculul greutăților specifice reale și a pierderilor de presiune reale prin valve și grile, cu ajutorul formulelor date la începutul acestui capitol. Aceste calcule pot fi acum mai exacte pentru că se pot calcula succesiv presiunile în toate punctele instalației și deci cantitățile exacte de gaze. Controlul valorilor acceptate-inițial pentru h_2 și h_5 se face prin compararea presiunii absolute sub valve (calculată coborînd din fluidizatoare) cu presiunea care rezultă urcînd din același punct, prin conductele de urcare. Dacă aceste două valori nu sînt egale, atunci se mai măresc pierderile de presiune concomitent cu mărirea înălțimii conductelor de coborîre pînă cînd se obține o egalare a acestor două valori. Se calculează apoi cu ajutorul ecuației (20) debitul maxim de solid care poate fi circulat între cele două vase, debit care trebuie să asigure necesarul de căldură în reactor. Se descrie mai jos mersul calculului în ultima fază a încercărilor succesive.

Calculul începe cu regeneratorul (vezi fig. 125), trece la reactor și se reîntoarce la regenerator. De la regenerator calculul trece apoi la schimbătorul de căldură, la precipitator, răcitor și separatorul de picături. În același timp trebuie să se încheie bilanțul termic pentru a satis-

Scanned with OKEN Scanner

Scanned with OKEN Scanner

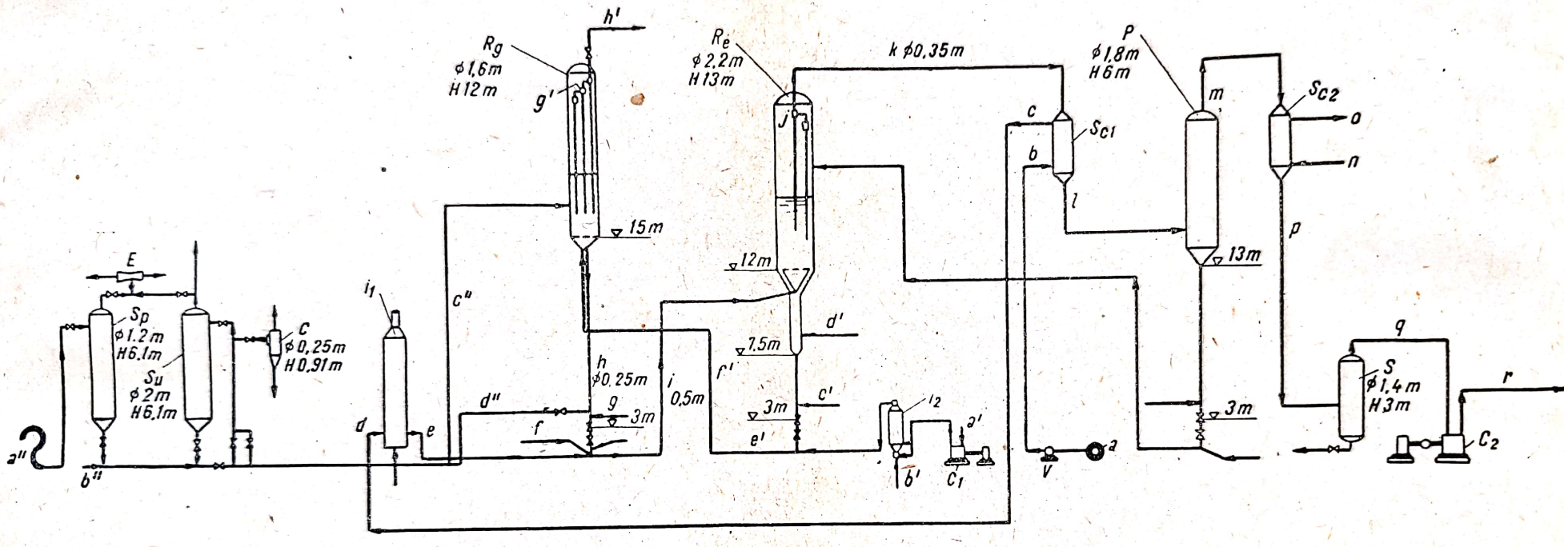


Fig. 125. Obținerea butilenei din butan:

R_e — reactor; R_g — regenerator; S_p — siloz de catalizator proaspăt; S_u — siloz de catalizator uzat; C — ciclon (la descărcarea catalizatorului); I_1 — încălzitor de materie primă; I_2 — încălzitor de aer (numai la pornire); C_1 — suflantă de aer; V — suflantă de materie primă; Sc_1 — schimbător de căldură, gaze de reacție calde: materie primă; P — separator de praf; Sc_2 — schimbător de căldură cu apă; S — separator de apă; C_2 — compresor de gaze.

a — intrarea materiei prime, 7 500 kg/h; *b* — intrarea materiei prime în schimbătorul de căldură, 100°C; *c* — idem, ieșire, 610 °C; *d* — intrare în încălzitor, 320°C; *e* — idem, ieșire, 490°C; *f* — abur, 80 kg/h; *g* — abur 20 kg/h; *h* — conductă de coborîre, greutatea specifică 400 kgf/m³, viteza 1 m/s; *i* — conductă de urcare a reactorului (de catalizator regenerat), greutatea specifică 14 kgf/m³, viteză 9 m/s; *j* — două cicloane în serie; *k* — ieșirea produselor, 8 000 kg/h, 800 kg/h catalizator, viteză 30 m/s, 540°C; *l* — ieșirea din schimbătorul de căldură pentru materia primă, viteză 24 m/s, 260°C.

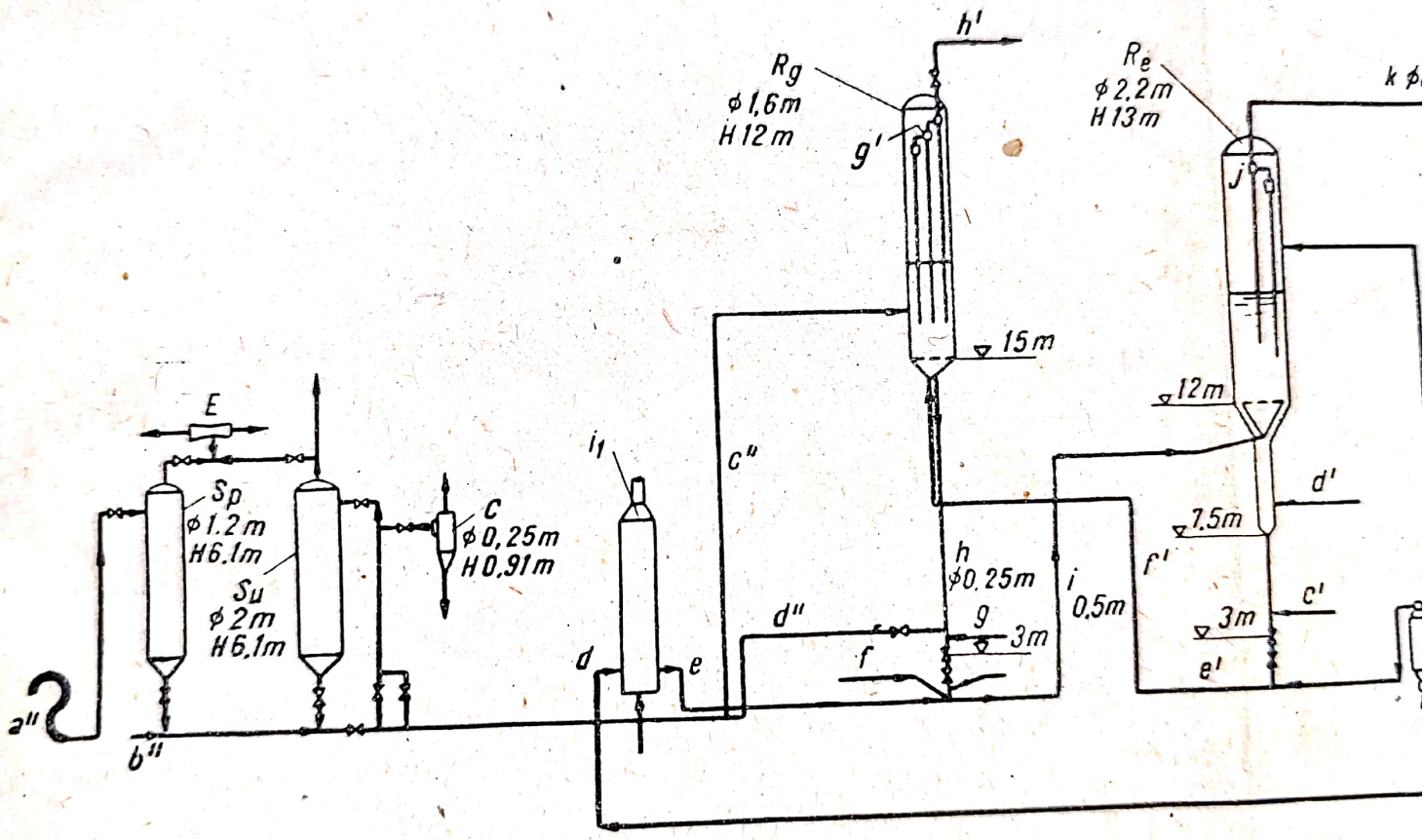


Fig. 125. Obținerea butilenei d

R_e — reactor; R_g — regenerator; S_p — siloz de catalizator proaspăt; S_u — siloz de catalizator u
primă; I_2 — încălzitor de aer (numai la pornire); C_1 — suflantă de aer; V — suflantă de materie
P — separator de praf; Sc_2 — schimbător de căldură cu apă; S — s
a — intrarea materiei prime, 7 500 kg/h; b — intrarea materiei prime în schimbătorul de căldură,
ieșire, 490°C; f — abur, 80 kg/h; g — abur 20 kg/h; h — conductă de coborîre, greutatea specifică
regenerat), greutatea specifică 14 kgf/m³, viteză 9 m/s; j — două cicloane în serie; k — ieșirea
din schimbătorul de căldură pentru materia pri

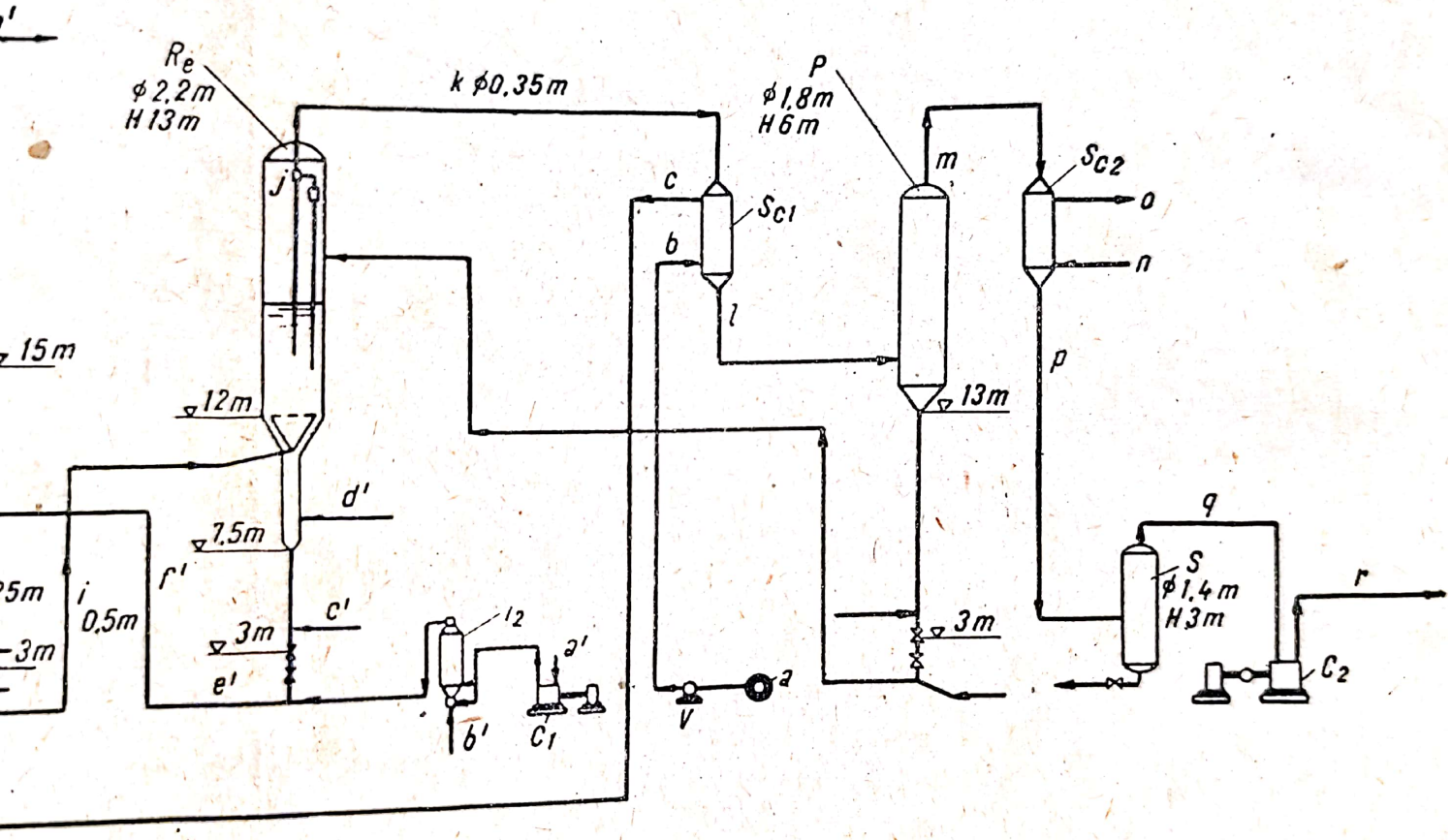


Fig. 125. Obținerea butilenei din butan:
roaspăt; S_u — siloz de catalizator uzat; C — ciclon (la descărcarea catalizatorului); I_1 — încălzitor de materie ntă de aer; V — suflantă de materie primă; Sc_1 — schimbător de căldură, gaze de reacție calde: materie primă; chimbător de căldură cu apă; S — separator de apă; C_2 — compresor de gaze.
prime în schimbătorul de căldură, 100°C; c — idem, ieșire, 610°C; d — intrare în încălzitor, 320°C; e — idem, ductă de coborîre, greutatea specifică 400 kgf/m³, viteza 1 m/s; i — conductă de urcare a reactorului (de catalizator louă cicloane în serie; k — ieșirea produselor, 8 000 kg/h, 800 kg/h catalizator, viteză 30 m/s, 540°C; l — ieșirea bătorul de căldură pentru materia primă, viteză 24 m/s, 260°C.

face necesitățile calorice din reactor pe seama disponibilului de căldură din regenerator, diferențele fiind acoperite de schimbătorul de căldură.

Calculul regeneratorului. Se începe calculul cu arderea cărbunelui depus pe catalizator. Spre deosebire de instalațiile de cracare catalitică, la care se depune foarte mult cărbune și arderea acestuia este condusă în regenerator numai pînă la oxid de carbon, luîndu-se precauțiile cele mai severe ca să nu aibă loc o combustie ulterioară la bioxid de carbon, în cazul de față echilibrarea bilanțului de căldură impune arderea totală la bioxid de carbon. Se presupune un cărbune (cocs) cu 90% carbon și 10% hidrogen. Cantitatea de căldură rezultată scade cu temperatura, astfel precum era de așteptat, pentru o viteză spațială dată și descrește cu creșterea vitezei spațiale la temperatură constantă. Se admite după datele din literatură referitoare la procese similare, o depunere de cărbune de 150 kg/h.

Se calculează următoarele valori:

— debitul de gaze de ardere;

— debitul total de gaze care străbat stratul de catalizator din regenerator;

— secțiunea stratului;

— presiunea la baza stratului;

— presiunea la baza conductei de coborîre;

— gazele antrenate în jos prin conducta de coborîre a regeneratorului;

— conducta de urcare a regeneratorului;

— catalizatorul antrenat de gaze dincolo de cicloane;

— ventilatorul de aer.

Debitul de gaze de ardere se calculează din cantitatea de cărbune și hidrogen care ard la bioxid de carbon, respectiv apă, inclusiv excesul de aer necesar arderii. Din această cantitate se scade gazul antrenat de catalizatorul care părăsește regeneratorul prin conducta de coborîre și se adaugă cantitatea de abur care vine împreună cu catalizatorul uzat, prin conducta de urcare a regeneratorului. Din debitul de gaze corectat la presiunea medie a stratului se deduce secțiunea stratului, respectiv diametrul acestuia, prin intermediul vitezei de fluidizare. Din înălțimea stratului și greutatea sa specifică rezultă presiunea hidrostatică a stratului fluidizat, care însumată cu presiunea de deasupra stratului, dă presiunea la baza stratului. Din ultima valoare de încercare a înălțimii conductei de coborîre și din greutatea specifică a fazei din conducta de coborîre se deduce presiunea la baza acesteia.

Cu această ocazie se calculează și debitul de abur necesar aerației pentru a menține o greutate specifică constantă în conducta de coborîre, precum și cantitatea de gaze antrenată de catalizator în conducta de urcare a reactorului.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru calculul conductei de urcare a regeneratorului se determină debitul de gaze care trece prin această conductă. Din acest debit și viteza de antrenare rezultă secțiunea conductei. La secțiuni mari pierderea de presiune prin frecare s-a demonstrat mai sus că este neglijabilă. Se calculează deci numai pierderea de presiune datorită greutății fazei disperse din conductă și care se datorește mai ales prezenței solidului, debitul de solid fiind dedus din debitul de gaze reactante înmulțit cu raportul catalizator : alimentare.

În cele de mai sus s-a urmărit punct cu punct mersul calculului pentru valorile enumerate mai sus. Pentru catalizatorul antrenat și ventilator nu se dau indicații de calcul deoarece acestea nu reprezintă calcule caracteristice pentru instalațiile de fluidizare.

Calculul reactorului. Se calculează următoarele valori:

— dimensiunile stratului fluidizat;
— presiunea la baza stratului;
— presiunea la baza conductei de coborîre;
— conducta de urcare a reactorului.

Mersul calculului este următorul:

Din alimentare și viteza spațială se calculează cantitatea de catalizator din reactor și apoi volumul de catalizator prin intermediul greutății specifice. Din volumul total de gaze care trece în reactor și viteza de fluidizare se determină secțiunea reactorului și implicit înălțimea stratului fluidizat din reactor.

Presiunea la baza stratului se calculează ca în cazul regeneratorului. Presiunea la baza conductei de coborîre se calculează adăugînd pierderea de presiune prin stripper și prin conducta de coborîre, la presiunea de la baza stratului din reactor. Se calculează și gazele antrenate de catalizator prin conducta de coborîre a reactorului (aceste gaze intră în conducta de urcare a regeneratorului și sînt luate în considerare la calculul acestei conducte).

Pentru calculul conductei de urcare a reactorului se însumează la volumul gazului de alimentare, gazele care provin din conducta de coborîre a regeneratorului prin antrenare. Cu ajutorul raportului catalizator/alimentare se calculează debitul de solid și de aici greutatea specifică a fazei din conducta de coborîre. Presiunea la baza conductei de coborîre se calculează prin însumarea pierderii de presiune hidrostatice a amestecului de gaz și solid din conducta de urcare cu presiunea de sub placa de distribuție a reactorului (și aici se neglijează pierderea de presiune prin frecare în conducta de urcare).

Calculul precipitatoarelor și a condensatorului nu prezintă particularități deosebite.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru formarea unei idei asupra ordinului de mărime, în fig. 125 sînt redate toate dimensiunile importante ale organelor unei instalații de dehidrogenare a butanului, astfel cum au fost ele apreciate sau cum au rezultat din calcul.

Observații:

1. La dimensionarea spațiului de degajare al fluidizatoarelor trebuie avut în vedere faptul că în piciorul celui de al doilea (sau chiar al treilea) ciclon, pulberea se ridică la un nivel mare, datorită greutății specifice mici a pulberii separate și însumării pierderilor de presiune prin cicloanele precedente, care sînt montate în serie.
2. La calculul greutății specifice a fazei diluate din conductele de urcare nu s-a ținut seama de existența alunecării, care schimbă valorile acesteia.

7. Probleme mecanice

În proiectarea instalațiilor de fluidizare cu circulație trebuie să se țină seama de anumite probleme care se ivesc în funcționarea lor. Eroziunea și vibrația excesivă fac parte dintre acestea.

a) **Eroziunea** este poate cea mai importantă problemă pentru că, pînă acum cel puțin, ea a cauzat cele mai multe și mai lungi opriri ale instalațiilor. În proiectarea instalațiilor trebuie să se țină seama că un catalizator dur, ales astfel pentru a da loc la pierderi mici prin sfărîmare, ușurează proiectarea dispozitivelor de separare a pulberii, însă de cele mai multe ori complică problema eroziunii. Din această cauză trebuie să se aleagă catalizatorul care să ofere un compromis între aceste două cerințe.

Eroziunea depinde de mărimea particulelor solide, de forma și rezistența la eroziune a porțiunii din aparat considerate și de viteza și unghiul de atac al jetului. Eroziunea crește cu:

— abrazivitatea materialului;
— mărimea particulelor;
— prezența obstacolelor și a unghiurilor bruște;
— lipsa de duritate a materialului de construcție al aparatului;
— existența unui unghi de atac între 20—30°.

Eroziunea în coturi poate fi calculată cu relația:

$$K = \frac{\gamma D v^3}{R} \qquad (24)$$

în care:

K este factorul care indică gradul de eroziune;
γ — greutatea specifică a particulei solide;
D — diametrul conductei;
v — viteza curentului de fluid;
R — raza de curbură a cotului.

Scanned with OKEN Scanner

În conductele de urcare a pulberii, eroziunea se micșorează prin proiectarea judicioasă a traseului acestor conducte (evitarea coturilor) și prin căptușirea lor cu material ceramic rezistent. Punctele cele mai expuse eroziunii în instalațiile de fluidizare cu circulație sînt valvele alunecătoare de la baza conductelor de coborîre și valva de la evacuarea gazelor din regenerator. De asemenea, bolta reactorului, respectiv a regeneratorului, unde se sparg bulele de gaz care împroșcă material solid, este expusă unei eroziuni foarte puternice.

b) **Vibrația în instalație** se datorește pseudofierberii stratului. Evitarea acestei vibrații prin proiectarea unei instalații rigide vine în conflict cu cerințele dilatării termice care impun o instalație elastică. Una din soluțiile aplicate constă în adoptarea unor joncțiuni care permit dilatarea termică numai într-un plan, oprind mișcarea într-un plan perpendicular.

8. Prezicerea activității catalizatorului

Prezicerea activității catalizatorului în funcție de ritmul de recirculare este foarte importantă pentru calculul tehnologic al instalațiilor de fluidizare cu circulația catalizatorului între spațiul de reacție, în care se degradează catalizatorul, și spațiul de regenerare. Determinarea experimentală a activității la diferite viteze de recirculare este foarte laborioasă. În literatura [5] se propune o metodă de calcul a acestei activități folosind drept bază experimentală numai date culese pe o instalație de laborator fără circulația catalizatorului.

Descrierea metodei. Se determină experimental activitatea catalizatorului în funcție de timp, într-un sistem fără recircularea catalizatorului și se reprezintă grafic valorile obținute. Se obține în acest fel așa numita „curba fără recirculație". Se pune condiția ca durata t_0 a experienței de laborator să fie cel puțin egală cu dublul timpului necesar pentru a înlocui volumul de catalizator din reactor, la cea mai mică viteză de recirculare care va fi studiată r_0. Deci $t_0 \geqslant \frac{2}{r_0}$.

Se notează cu:

r — ritmul de recirculare al catalizatorului, %/h;
y — indicele de activitate al catalizatorului în sistemul fără recirculație;
$\bar{y}$ — indicele de activitate al catalizatorului în sistemul cu recirculație;
t — timpul, într-un sistem fără recirculare;
a, b — constante;
γ — funcția γ.

Scanned with OKEN Scanner

Cu ajutorul metodei celor mai mici pătrate se determină coeficienții ecuației care reprezintă mai bine datele experimentale. După cum datele experimentale se așază pe o linie dreaptă într-o diagramă aritmetică, semilogaritmică sau logaritmică, forma ecuației este:

$$y_1 = a - bt \qquad \text{(coordonate aritmetice)} \qquad (25)$$

$$y_2 = ae^{-bt} \qquad \text{(coordonate semilogaritmice)} \qquad (26)$$

$$y_3 = at^{-b} \qquad \text{(coordonate logaritmice)} \qquad (27)$$

Se demonstrează că activitatea catalizatorului într-un sistem cu recirculație ia, în funcție de forma ecuației variației activității în timp în absența recirculației, următoarele valori:

$$-\bar{y}_1 = a + \frac{b}{r}\left(e^{-\frac{ar}{b}} - 1\right) \qquad \text{(coordonate aritmetice)} \qquad (28)$$

$$-\bar{y}_2 = \frac{ar}{r+b} \qquad \text{(coordonate semilogaritmice)} \qquad (29)$$

$$-\bar{y}_3 = ar^b\gamma\,(1-b) \qquad \text{(coordonate logaritmice)} \qquad (30)$$

La baza demonstrației stau următoarele ipoteze:

— în reactor există o amestecare perfectă;

— activitatea catalizatorului este funcție exclusiv de timp.

Deducerea matematică a distribuției vîrstei catalizatorului într-un sistem cu recirculația catalizatorului, pornește de la ecuația:

$$P = 1 - e^{-rt} \qquad (31)$$

unde t și r au aceeași semnificație ca mai sus;

P este fracția de catalizator din reactor care a staționat în reactor un timp egal cu t sau mic mic.

Diferențiind ecuația (31) în raport cu timpul se obține:

$$p = re^{-rt} \qquad (32)$$

unde p este fracția de catalizator de vîrstă t.

Ecuațiile (31) și (32) pentru calculul distribuției vîrstei catalizatorului, împreună cu datele referitoare la variația activității catalizatorului în funcție de timp, permit evaluarea activității catalizatorului într-un sistem cu recirculație continuă, prin intermediul ecuației:

$$\bar{y} = \int_0^\infty pydt \qquad (33)$$

Integrarea funcției reprezentată prin ecuația (33) se poate face analitic, dacă variației activității cu timpul i se poate da o formă func-

Scanned with OKEN Scanner

ţională distinctă sau grafic, în cazul contrar. În cazul ecuaţiei (25) integrarea dă:

$$\bar{y}_1 = \int_0^{\frac{a}{b}} re^{-rt}(a-bt)\,dt = a + \frac{b}{r}\left(e^{-\frac{ar}{b}} - 1\right) \qquad (34)$$

Limita superioară a integralei este $\frac{a}{b}$ pentru că dreapta întretaie axa timpului în acest punct.

În cazul ecuaţiilor (26) şi (27) se obţin respectiv ecuaţiile (29) şi (30).

În cazul cînd se recurge la integrarea grafică se recomandă o metodă simplificată conform căreia se procedează în felul următor: se reprezintă funcţia $P' = 1 - P = e^{-rt}$ în diagramă semilogaritmică. Se obţine o dreaptă. Pentru diferite valori ale timpului — t_i — se citeşte pe diagrama semilogaritmică valoarea corespunzătoare pentru P — P_i — şi pe curba de variaţie a activităţii în sistem fără recirculaţie, activitatea y_i. Pentru calculul activităţii medii în sistemul cu recirculaţie continuă, se face suma:

$$\bar{y} = \sum_{i=1}^{n} p_i y_i \qquad (35)$$

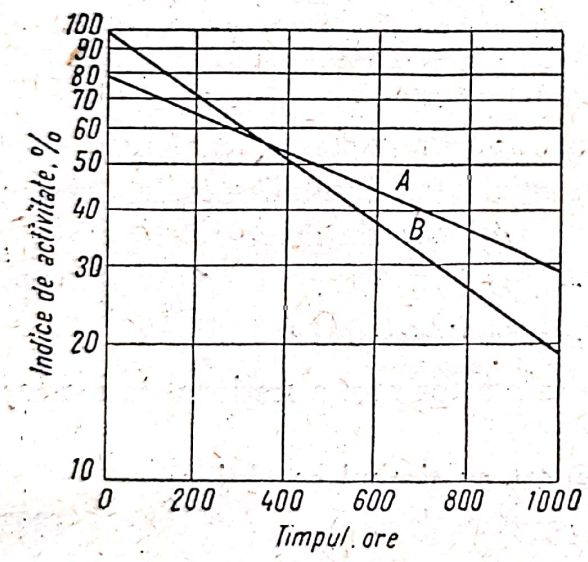


Fig. 126. Curba de activitate a catalizatorului în absenţa regenerării continue:
Curba A : $y = 80\,e^{-0,001\,t}$
Curba B : $y = 100\,e^{-0,00162\,t}$

Exemplu numeric. Se consideră doi catalizatori a căror activitate a fost determinată într-un reactor fără recirculaţie timp de 1 000 ore. Relaţiile care reprezintă variaţia activităţii acestor catalizatori în funcţie de timp sînt:

$$y = 80\,e^{-0,001\,t} \qquad (A)$$

$$y = 100\,e^{-0,00162\,t} \qquad (B)$$

Aceste funcţii sînt reprezentate grafic în fig. 126, în coordonate semilogaritmice şi se prezintă sub forma unor drepte. După cum rezultă din analiza matematică expusă mai înainte, activitatea medie a catalizatorului în regim de recirculaţie continuă se poate calcula în acest caz cu relaţia:

$$\bar{y} = \frac{ar}{r+b}$$

Scanned with OKEN Scanner

Aplicînd această ecuație pentru ambii catalizatori, la diferite viteze de recirculare, se obține:

Viteza de recirculare Fracț./oră	Indicele de activitate al catalizatorului	
	A	*B*
0,001	40,0	38,2
0,002	53,3	55,2
0,004	64,0	71,2

C. Calculul unui fluidizator întrebuințat la un proces fizic

Să se proiecteze un uscător discontinuu în strat fluidizat care să usuce 1 000 kg policlorură de vinil umedă în 24 ore [16]. Experimentarea a arătat că uscarea are loc în condiții aproape izentalpice, aerul ducînd cu sine 92% din cantitatea de apă teoretică, citită pe diagrama Ramzin.

1. Umiditatea inițială	50%
2. Umiditatea finală	0%
3. Temperatura aerului cald	100°C
4. Temperatura aerului umed la ieșire . . .	40°C
5. Viteza de fluidizare a mater. umed . . .	0,30 m/s
6. Viteza de fluidizare a mater. uscat . . .	0,15 m/s
7. Conținutul de umiditate al aerului de uscare	0,009 kg apă/kg aer uscat
8. Conținutul de umiditate al aerului cald la ieșirea din uscător	0,036 kg apă/kg aer uscat
9. Cantitatea de apă luată de 1 kg aer . . .	0,027 kg apă

În calculul care urmează se va asimila aerul uscat cu cel umed, considerînd eroarea rezultată ca neglijabilă.

10. Cantitatea de apă luată de 1 m^3 aer considerînd un randament de 92%	0,019 kg apă
11. Cantitatea de apă care trebuie evaporată .	0,006 kg apă/s
12. Debitul de aer necesar	0,33 m^3/s

Deși spre sfîrșitul uscării viteza de fluidizare necesară scade (prin ușurarea materialului) se adoptă secțiunea corespunzătoare vitezei de fluidizare a pulberii umede întrucît în acest fel se asigură viteza de fluidizare maximă.

13. Secțiunea uscătorului	1,1 m^2
14. Diametrul uscătorului	1,18 m

Diametrul uscătorului determină productivitatea, iar înălțimea de strat pînă la care se încarcă determină capacitatea sa, deci numărul șarjelor. Dacă se fixează un număr de două șarje în 24 ore, la o

Scanned with OKEN Scanner

valoare de 500 kgf/m^3 a greutății specifice în grămadă a pulberii umede rezultă:

15.	Greutatea stratului	500 kg
16.	Înălțimea stratului așezat	0,85 m

Calculul este efectuat fără să se ia în considerare timpii morți de încărcare și descărcare. Înălțimea efectivă a aparatului este determinată de înălțimea stratului expandant, de spațiul de degajare și de filtrele așezate în capul uscătorului. În cazul cînd uscătorul este încălzit și prin pereți, cu ajutorul unei mantale cu apă caldă (încălzirea este necesară și pentru evitarea condensării vaporilor de apă pe pereți și în sacii de filtrare), timpul de uscare se micșorează considerabil. Calculul bilanțului după diagrama Ramzin este în acest caz mai dificil, întrucît procesul se desfășoară după o supraizentalpă și înclinația acesteia se poate determina numai cînd se cunosc pierderile de căldură ale uscătorului.

BIBLIOGRAFIE

1. *Kalbach J. C.*, Chem. Eng., 54, *1*, 105, 1947; 54, *2*, 136, 1947.
2. *Gilliland E. R., Mason E. A.*, I.E.C., *6*, 1191, 1949.
3. *Gilliland E. R.*, Canad. Chem., 34, *8*, 632, 1950.
4. *Hariu O. H., Molstad R. M. C.*, I.E.C., *6*, 1148, 1949.
5. *Andersen I. S., Mathias R. H.*, I.E.C., *6*, 1954.
6. *Esayan L.*, Revista ASIT Chimie, *10*, 590, 1956.
7. Касаткин А. Г., Основные процессы и аппараты химической технологии, Изд. 6-е, Госхимиздат, 1955.
8. Вихман Ю. Л. и др., Расчет и конструирование нефтезаводской аппаратуры, Гостоптехиздат, 1953.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul VII

Măsurarea parametrilor stratului fluidizat, a calității fluidizării și automatizarea instalațiilor

Mersul unui proces chimic sau fizic realizat prin fluidizare este urmărit și corectat, ca și la oricare alt proces, prin acționarea asupra parametrilor de care depinde funcționarea sa. Acționarea se efectuează manual sau automat, iar sensul și mărimea de acționare asupra unui parametru este indicat chiar de parametrul respectiv, sau, în mod indirect, de alți parametri. Parametrii, la rîndul lor, pot fi măsurați prin indicare sau înregistrare, discontinuă sau continuă. Între acești parametri, calitatea fluidizării are o importanță deosebită asupra bunului mers al procesului respectiv și ea poate fi urmărită bine vizual la aparatele de sticlă de laborator sau măsurată prin dispozitive speciale, concepute în acest scop, la aparatele metalice. Nivelul stratului ca și reglarea sa, măsurarea debitului de solid, măsurarea temperaturilor, reglarea arderii carbonului depus, reglarea valvelor alunecătoare, reglarea încărcării materiei prime și a descărcării produselor etc. constituie probleme ce trebuie rezolvate.

În general, tehnica măsurării parametrilor stratului fluidizat se bazează pe proprietatea de fluiditate a acestuia. În consecință, metodele de măsurare se apropie cu atît mai mult de cele întrebuințate la lichide și gaze, cu cît calitatea fluidizării este mai bună, cu alte cuvinte cu cît stratul fluidizat poate fi asimilat mai corect cu un fluid. Un alt fapt caracteristic la procesele de fluidizare îl constituie automatizarea foarte înaintată a instalațiilor. Și acest fapt este o consecință a proprietății de fluiditate.

În cele ce urmează sînt descrișii pe rînd parametrii mai importanți ai stratului fluidizat, arătîndu-se acolo unde este necesar modul lor de măsurare în laborator, pilot și industrie; metode de măsurare a calității fluidizării; automatizarea instalațiilor.

Scanned with OKEN Scanner

A. Măsurarea parametrilor stratului fluidizat

1. Măsurarea presiunii

Măsurarea presiunii într-un strat fluidizat constituie o operație importantă. Ea este simplă ca principiu, fiindcă se efectuează la fel ca la fluidele (lichidele) adevărate, însă realizarea sa practică este diferită și mai dificilă, tocmai din cauză că stratul fluidizat este un pseudofluid format dintr-un solid fin divizat, a cărui pătrundere în conductele și aparatele de măsurat nu mai constituie un fenomen analog cu pătrunderea fluidului adevărat în conductele și aparatele respective. Pentru lămurirea acestei deosebiri cît și pentru lămurirea măsurării presiunii în cazul fluidelor adevărate, măsurare care în general nu este bine înțeleasă, este redată în fig. 127 *a, b, c,* în mod simplificat, o comparație între măsurarea presiunii într-un fluid adevărat și măsurarea presiunii într-un strat fluidizat. S-a presupus că măsurarea se face cu manometre cu lichid.

În fig. 127 *a* s-a figurat un vas în care există un lichid *1* și un gaz *2* care pătrunde în vas prin *3* și iese prin *4*. În cazul măsurării presiunii într-un punct (de fapt nivel) din lichid *5*, presupunîndu-se presiunea și greutatea gazului din *2* neglijabile, ca și greutatea gazului din teul de legătură a prizei de presiune cu manometrul, lichidul din vasul *1* va pătrunde în conducta de legătură *6* și se va ridica la o înălțime h_2 comprimînd gazul din această conductă. Lichidul manometric se va denivela în tubul manometric cu valoarea $h_3 = h_1 - h_2$ (dacă lichidul *1* este identic cu lichidul manometric) însă denivelarea h_2 din *6* va fi funcție de lungimea conductei de legătură (la același volum al conductei) ca și de poziția sa. Presiunea nu va fi măsurată deci în punctul unde se află ștuțul, astfel cum se consideră de obicei, ci mai sus, în funcție tocmai de nivelul la care se va ridica lichidul în conducta de legătură.

În fig. 127 *b* fenomenul este arătat mai amănunțit. Prin pătrunderea lichidului în conducta de legătură, nivelul lichidului din vas va scădea cu Δv. Avînd în vedere raportul secțiunilor vasului și a conductei de legătură, această scădere poate fi neglijată. Lichidul din vas va pătrunde în conducta de legătură și va comprima gazul din ea, pînă cînd se va stabili un echilibru între contrapresiunea creată prin denivelarea lichidului manometric (denivelare care crește pe măsură ce lichidul din vas pătrunde în conducta de legătură) și cea datorită presiunii comunicată din vasul *1* (presiune care scade pe măsură ce lichidul

Scanned with OKEN Scanner

din vas intră în conducta de legătură, ea fiind egală cu $h_1—h_2$). La echilibru va exista relația:

$$h_3=h_1—h_2=h_4$$

Cu alte cuvinte, manometrul va indica presiunea la nivelul h_4 și nu h_1

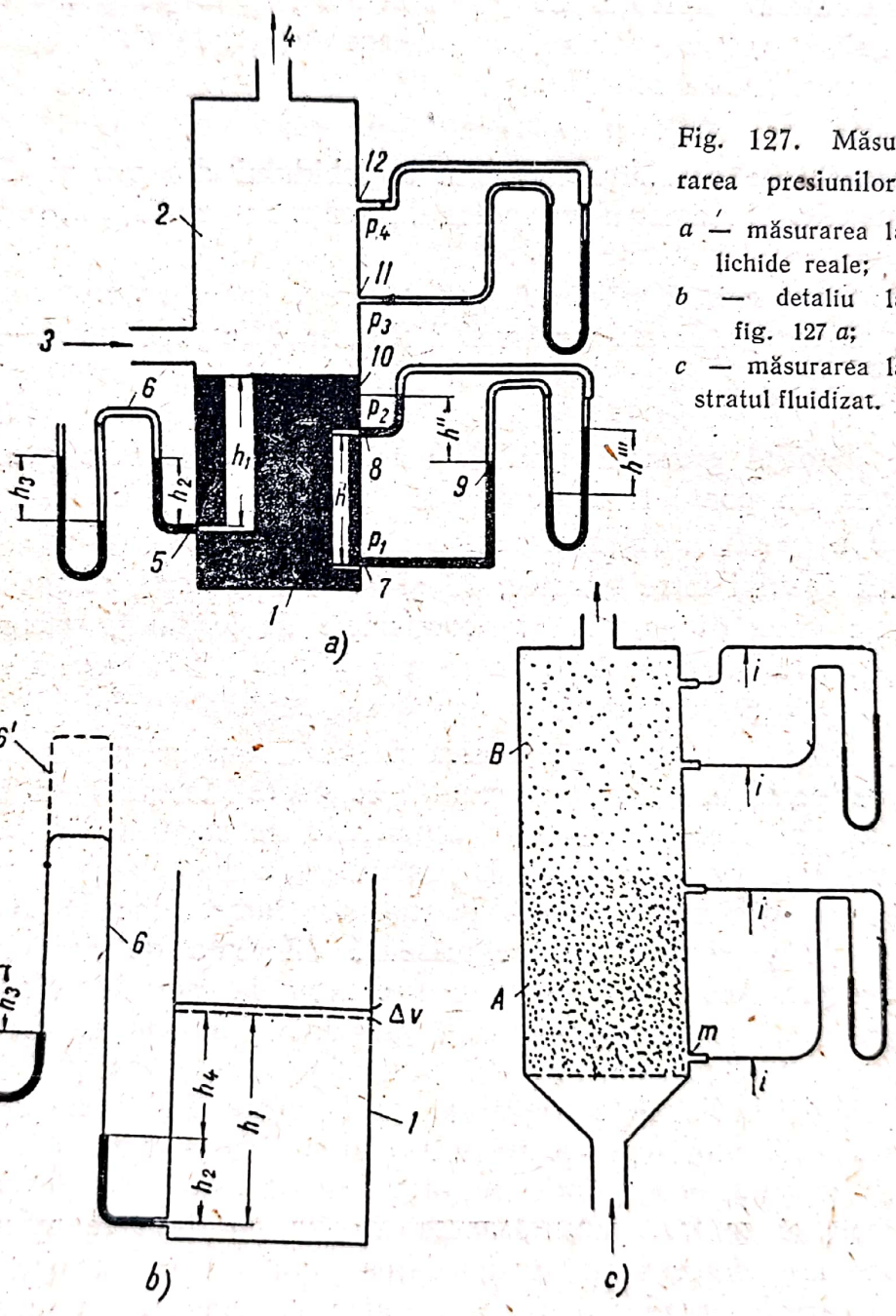


Fig. 127. Măsurarea presiunilor:
a — măsurarea la lichide reale;
b — detaliu la fig. 127 *a*;
c — măsurarea la stratul fluidizat.

unde este priza de presiune. Nivelul h_2 va fi funcție de traseul conductei (orizontal sau vertical) și, între două conducte cu volum egal și același traseu, h_2 va fi cu atît mai mare cu cît conducta este mai

lungă. De aci rezultă și o altă consecință foarte interesantă și anume că înălțînd conducta *6* după traseul punctat *6* se va ajunge la situația ca nivelul h_2 să fie egal cu h_1 și deci h_3 să se anuleze. Peste acest punct este natural că lichidul nu se va mai putea ridica în conducta de legătură pentru că ar excede nivelul din vas.

Măsurarea diferenței de presiune între două puncte, fie *7* și *8* (fig. 127 *a*) cu ajutorul unui manometru diferențial va oglindi situația de mai sus. Există relațiile:

$$p_1 - p_2 = \gamma h' \neq \gamma h'' = \gamma h'''$$

în care γ este greutatea specifică a lichidului din vas și din tubul manometric. Manometrul va indica diferența de presiune între punctele *9* și *10*.

Presiunea statică măsurată într-un mediu gazos nu este afectată de aceste observații. În cazul măsurării diferenței de presiune $p_3 — p_4$ între punctele *11* și *12* în mediul gazos *2*, se observă că nu se poate măsura diferența presiunilor hidrostatice între cele două puncte, adică presiunea datorită greutății gazului (măsurare care se face atunci cînd presiunea nu poate fi neglijată, de exemplu în cazul unei presiuni ridicate a gazului). Aceasta pentru că diferența de presiune datorită greutății gazului între punctele *11* și *12* din vas este compensată de diferența greutății gazului din conductele de legătură, oricum ar fi legate acestea din urmă la manometrul diferențial. La acesta se poate obține numai diferența de presiune datorită curgerii gazului (între *3* și *4*).

Revenind la lichide, măsurarea presiunii într-un punct sau diferența de presiune între două puncte se poate efectua dacă se refulează lichidul care pătrunde în conductele de legătură. În acest caz presiunea este măsurată chiar în punctul unde este plasat ștuțul (cînd se măsoară presiunea într-un punct) sau între punctele unde sînt ștuțurile de presiune (cînd se măsoară diferența de presiune între două puncte). Acest mod de lucru este expus la capitolul „Fluidizarea în laborator", la tehnica măsurării presiunilor într-un strat fluidizat. Teoria este valabilă și la lichidele adevărate, însă substratul utilizării acestei tehnici la lichidele adevărate sau la stratul fluidizat este diferit. Refularea lichidului real se efectuează numai cu scopul mutării punctelor de măsură acolo unde se află înserate ștuțurile de presiune, astfel încît să se facă măsurătoarea corectă, în timp ce refularea la fluidizare are drept scop și degajarea conductelor de presiune de pulberea care le invadează. Este adevărat că prin aceasta se atinge și scopul urmărit la lichidele reale. Invers însă, în absența refulării, denivelarea manometrului diferențial nu ar avea vre-o semnificație precisă în cazul stratului fluidizat, aceasta pentru că în practică pulberea

Scanned with OKEN Scanner

intră sub formă fluidizată (și deci pătrunde mai ușor), se defluidizează și iese mai greu, mai ales dacă conducta are secțiune mică și traseu diferit de verticală. Dacă la început manometrul arată o valoare justă, cu timpul, denivelarea sa scade, ca și sensibilitatea la variațiile de presiune, deoarece conducta de legătură sau chiar numai priza de presiune se înfundă curînd cu pulbere. Refularea se face nu numai pentru măsurările în fază densă (*A* fig. 127 *c*) ci chiar și pentru cele în fază diluată (*B* fig. 127 *c*). Aici fenomenul nu mai este același: pulberea pătrunde în fază diluată și ajunge pînă la aparatele de măsurat; înfundarea conductelor de legătură are loc încet prin depunerea pulberii fine antrenate.

Refularea este soluția cea mai sigură și continuă cu toate că este complicată ca aparatură. Ea este absolut necesară la pulberile fine, de exemplu la cracarea catalitică a produselor petroliere în strat fluidizat. Ea se aplică în instalațiile industriale și la piloți. În instalațiile industriale se întrebuințează prize de presiune și conducte de legătură pînă la punctul unde se execută refularea, de 3/4", iar în instalație pilot, de 1/4". Refularea acestor conducte, chiar cele industriale, se poate obține în mod satisfăcător cu un debit de 100 l/h. Refularea se efectuează cu un gaz inert, aer uscat (la regeneratorul de la F.C.C.) sau cu abur. Debitele indicate nu afectează puritatea produselor obținute chiar dacă refularea se face cu un gaz (nu cu abur care poate fi separat prin condensare) din cauza debitelor relativ mici față de debitul produsului. În instalațiile pilot mici, gazele de refulare intervin în compozițiile finale și concentrația lor în gazele obținute este stabilită prin analize. Cea mai bună soluție constă în refularea cu gaze de reacție în circuit închis. Pentru orice eventualitate, ștuțurile de presiune se fac oblice în sus, iar aparatura de măsurat și control este bine să fie plasată cît mai sus, dacă se poate mai sus decît cel mai înalt punct de măsurare. În fig. 128 se dau detaliile unei astfel de conexiuni. În fig. 129 se redă un dispozitiv de refulare care necesită numai 30 l/h asigurînd în același timp aparatul împotriva creșterilor bruște de presiune. El este aplicat în instalațiile pilot. Debitul gazului de refulare nu trebuie să fie exagerat și din alte motive și anume pentru că chiar la conductele de 3/4", începe să intervină frecarea în conductă de la punctul de injectare *i* (fig. 127 *c*) pînă la punctul de măsurare *m*, obținîndu-se astfel valori eronate. Dacă debitul este prea mare se poate crea în stratul fluizidat o zonă de densitate mică, care de asemenea să influențeze indicațiile.

În laborator nu se utilizează refulare, pentru că ea ar complica instalația și ar interveni în mod substanțial nu numai prin diluarea

Scanned with OKEN Scanner

produselor de reacție, dar chiar prin schimbarea echilibrului de reacție. O metodă recomandabilă pentru laborator, care se poate întrebuința și la instalațiile mari care lucrează cu o pulbere nu prea fină, constă în fixarea unor ștuțuri de presiune oblice în sus, largi de cel puțin

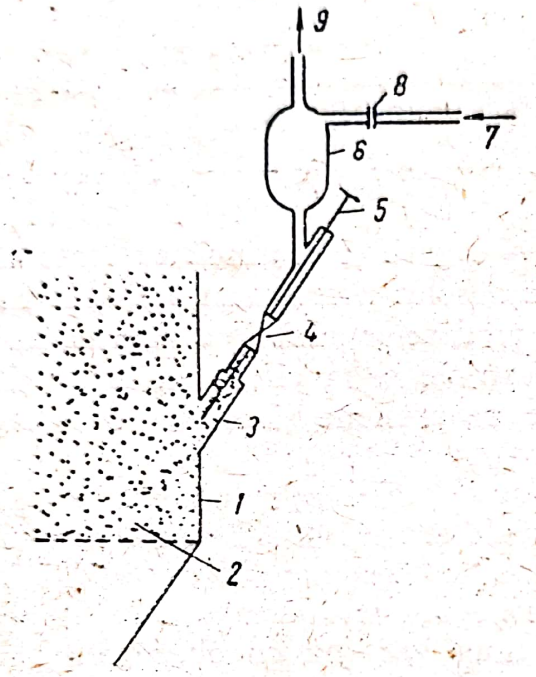


Fig. 128. Tehnica măsurării presiunii și refularea conductelor de legătură: *1* — vas cu strat fluidizat; *2* — strat fluidizat; *3* — ștuț de presiune; *4* — robinet pentru izolarea vasului de dispozitivul de măsurat; *5* — tijă de desfundare; *6* — vas de siguranță împotriva invadării cu pulbere în momentul unei creșteri bruște de presiune; *7* — intrarea agentului de refulare; *8* — debitmetru pentru agentul de refulare; *9* — spre instrumentul de măsurat (manometru).

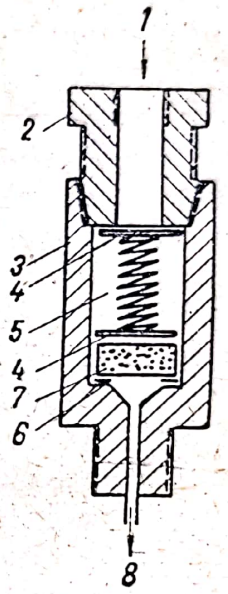


Fig. 129. Dispozitiv pentru refulare: *1* — intrarea gazului de refulare; *2* — șurub pentru presarea arcului *5*; *3* — corpul dispozitivului; *4* — plăci de oțel perforate; *5* — arc; *6* — garnitură; *7* — placă ceramică poroasă; *8* — spre punctul de măsură.

1 cm și care sînt prevăzute imediat la ieșirea din mediul de măsură cu o porțiune demontabilă avînd un diametru de 3 cm, umplută cu vată de sticlă. Vata de sticlă oprește accesul pulberii și îmbîcsirea ei are loc foarte încet. Acest dispozitiv este foarte indicat pentru laborator însă la instalațiile industriale care funcționează continuu timp îndelungat, nu se poate detecta momentul cînd vata de sticlă s-a înfundat cu pulbere și indicațiile eronate pot conduce la măsuri greșite care să pericliteze buna funcționare a instalației. Dacă însă se prevăd două ștuțuri de presiune astfel încît să se poată desfunda unul dintre ele în timp ce este în funcțiune celălalt, se poate adopta acest sistem. O altă soluție o consti-

Scanned with OKEN Scanner

tuie desfundarea mecanică cu ajutorul unei vergele printr-un teu plasat chiar lîngă priză.

În concluzie, dacă fluidizarea este bună și presiunea se măsoară cu precauțiunile indicate mai sus, se poate asimila presiunea transmisă cu o presiune hidrostatică. Trebuie însă să se țină seama că ceea ce se măsoară în stratul fluidizat drept presiune hidrostatică a stratului este de fapt presiunea gazului în punctul considerat, necesară să susțină stratul în stare fluidizată, plus pierderile prin frecare.

Un lichid în repaus nu poate transmite decît presiunea hidrostatică, care este egală cu greutatea coloanei de lichid pe unitatea de suprafață, de la nivelul considerat la suprafața lichidului. Un pseudolichid, cum este stratul fluidizat, prezintă în anumite condiții pierderi de presiune mai mari decît valoarea necesară fluidizării care, precum se știe, este egală cu greutatea stratului raportată la secțiunea tubului. Excedentul este datorat frecării gazului pe pereții vasului. Cînd presiunea sau pierderea de presiune este mai mică decît acest raport, atunci fluidizarea nu este completă și o parte din strat nu este susținut de curentul gazos. În tot cazul, pînă la apariția fluidizării, presiunea este datorită frecării gazului prin stratul granular și de pereții vasului.

Presiunea este un parametru foarte important, atît pentru controlul echilibrului de curgere cît și pentru estimarea calității fluidizării, astfel cum se va arăta mai departe. De asemenea, nivelul și greutatea specifică a stratului sînt deduse din indicațiile de presiune.

Fluctuațiile de presiune. Manometrele indică în general variația fermă într-un sens anumit a presiunii. Fluctuațiile permanente ale indicațiilor manometrelor datorite turbulenței stratului nu pot, prin amplitudinea lor, să altereze forma generală a curbei. Totuși pentru a minimaliza efectul acestor fluctuații trebuie să se micșoreze amplitudinea variațiilor manometrului care le măsoară sau le înregistrează. Acest rezultat se obține prin asigurarea unei inerții mai mari, fie a lichidului manometric, fie a mediului care ocupă conductele de legătură de la priza de presiune la manometru. Inerția lichidului poate fi obținută, fie prin alegerea unui lichid cu densitate mare, însă în dauna sensibilității instrumentului, fie prin întrebuințarea unei înălțimi mai mari de lichid, care prin masa sa mare va micșora amplitudinea oscilațiilor. O altă metodă constă în întrebuințarea unor legături cît mai lungi între priza de presiune și instrument, pentru ca volumul de gaz din conductele de legătură să constituie un mediu tampon. De asemenea, se recurge și la strangularea parțială a conductelor de legătură.

Scanned with OKEN Scanner

2. Nivelul, greutatea specifică și greutatea stratului

Nivelul stratului fluidizat poate fi estimat cu ajutorul măsurătorilor de presiune sau cu dispozitive mecanice sau de alt gen.

Greutatea specifică se măsoară indirect cu ajutorul presiunii. S-a arătat că la fluidizare pierderea de presiune prin strat este egală cu $h\gamma$. Rezultă de aici că măsurînd presiunea între două puncte distanțate cu h se poate calcula imediat greutatea specifică a stratului între aceste puncte. Valoarea măsurată nu reprezintă o greutate specifică adevărată, decît dacă există fluidizare, adică atunci cînd se dezvoltă presiuni hidrostatice. În caz contrar, de exemplu cînd prin strat circulă un debit de gaz mai mic și se împarte valoarea diferenței de presiune la distanța între punctele de măsurare, cifra obținută are dimensiunile unei greutăți specifice ($kgf/m^2 \cdot m$), însă ea reprezintă de fapt gradientul de presiune și nu o greutate specifică.

Nivelul stratului fluidizat nu este un nivel bine definit la vitezele mari cu care se operează în prezent. De aceea, în general, se definește un nivel nominal. Acest nivel poate fi măsurat din aceeași relație $h\gamma$ de mai sus în care de data aceasta se cunoaște γ și se deduce h. În fig. 130 se arată pozițiile ștuțurilor de presiune cînd se dorește să se facă această măsurătoare. Pentru calculul nivelului se măsoară pierderea de presiune $\Delta p_{1,2}$ între punctele *1* și *2* plasate ambele în fază densă cu distanța $h_{1,2}$ cunoscută între ele. Raportul $\Delta p_{1,2}/h_{1,2}$ reprezintă greutatea specifică a stratului fluidizat în faza densă. Se măsoară de asemenea $\Delta p_{3,4}$ care împărțit la $h_{3,4}$ reprezintă greutatea specifică a fazei diluate. Pierderea de presiune $\Delta p_{2'3}$ va avea valoarea:

$$\Delta p_{2,3} = h_{2,n}\gamma_{1,2} + h_{n,3}\gamma_{3,4}$$

care împreună cu relația:

$$h_{2,3} = h_{2,n} + h_{n,3}$$

permite calculul exact al lui $h_{2,n}$. Însă $h_{n,3}\gamma_{3,4}$ reprezintă presiunea hidrostatică a fazei diluate, care poate fi neglijată față de presiunea hidrostatică a fazei dense. Rezultă deci:

$$\Delta p_{2,3} \cong h_{2,n}\gamma_{1,2}$$

de unde se calculează $h_{2,n}$, adică înălțimea stratului fluidizat (nivelul nominal).

Greutatea stratului este egală cu pierderea de presiune prin întreg stratul fluidizat înmulțită cu secțiunea vasului. Ea poate fi înregistrată continuu și poate fi menținută constantă printr-un regulator. Reglarea se efectuează de fapt asupra nivelului stratului. Pentru reglare trebuie să existe un dispozitiv care să perceapă variația și altul care să o

Scanned with OKEN Scanner

corecteze. Corectarea nivelului se efectuează de obicei prin comanda asupra valvelor care reglează debitele de scurgere din conductele de coborîre la fluidizarea cu circulaţie sau asupra dispozitivelor de încărcare şi descărcare în fluidizarea fără circulaţia solidului. Există descrise în literatură [1] diverse metode pentru reglarea nivelului stratelor formate din materiale granulare. Cea mai bună dintre ele constă în absorbţia radiaţiilor emise de o sursă de radiu, metodă care este descrisă mai jos în mod amănunţit. În afară de aceasta există propusă o metodă foarte interesantă într-un brevet [2], numită metoda „firului încălzit" şi care se bazează pe diferenţa de conductibilitate termică ce există între mediul solid + gaz care formează stratul fluidizat însuşi şi mediul gazos de deasupra sa. Cu alte cuvinte, se propune de fapt o celulă de conductibilitate termică montată într-o punte Wheatstone şi în care unul din braţele punţii este format dintr-un fir metalic încălzit la temperatură mai ridicată şi care este întins în reactor paralel cu axul său longitudinal, de la bază pînă la vîrf. Conductibilitatea calorică diferită a celor două medii, stratul şi gazul de deasupra sa, vor determina rezistenţa totală a firului în funcţie de proporţia relativă în care aceste două medii diferite scaldă firul încălzit, adică în funcţie de nivelul stratului fluidizat. Aparatul se etalonează şi poate servi la reacţiile care au o temperatură de reacţie sub temperatura admisibilă pentru firul încălzit cu o valoare care să poată permite obţinerea unei sensibilităţi suficiente.

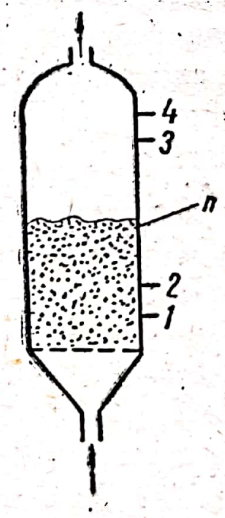


Fig. 130. Stabilirea înălţimii stratului fluidizat prin măsurări de presiune.

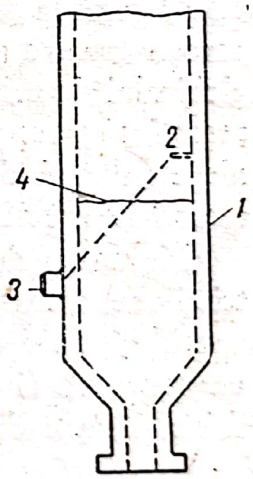


Fig. 131. Măsurarea înălţimii stratului cu ajutorul radiaţiilor: *1* — reactor; *2* — sursă de radiaţii; *3* — detector; *4* — nivelul solidului.

Absorbţia radiaţiilor γ ca mijloc pentru reglarea nivelului se bazează pe absorbţia acestor radiaţii de către solidul din strat. Intensitatea absorbţiei este în funcţie de grosimea stratului de solid care se găseşte în drumul acestor raze de la sursa de emisie pînă la detectorul de raze γ (fig. 131). Această metodă serveşte şi la măsurarea concentraţiei solidului în stratul fluidizat sau în oricare altă parte a instalaţiei.

În privinţa dispozitivelor de percepere a variaţiei nivelului stratului, se precizează că în literatură se dau diferite metode pentru reglarea nivelului în cazul stratului mobil [1], fără să se specifice

posibilitatea de aplicare și la stratul fluidizat. Excepție fac numai metoda absorbției cu raze γ și metoda firului încălzit, care sînt recomandate și aplicate la stratul fluidizat. Specificul deosebirii între cele două strate — mobil și fluidizat — constă în faptul că stratul mobil posedă interfețe mult mai calme decît stratul fluidizat la care există fluctuații mari în jurul valorii nominale, fluctuații care sînt datorită pseudofierberii stratului provocată de bule.

3. Debitul solidului

Măsurarea debitului de solid este necesară în instalațiile de fluidizare cu circulație, unde acesta constituie un parametru foarte important atît pentru regenerarea catalizatorului cît și pentru transmiterea de căldură de la un vas la celălalt. Raportul între greutatea catalizatorului care intră în reactor și greutatea alimentării (la care se adaugă orice reciclu) este denumit raportul solid/gaz. Acest raport, pentru cracarea catalitică a produselor petroliere în strat fluidizat, este de obicei de 10 : 1 pînă la 12 : 1, însă poate să se ridice la valori mai mari, cînd se cere o cracare mai energică. Pentru măsurarea acestui raport și deci a debitului de solid s-a expus mai înainte o metodă bazată pe considerații teoretice și care folosește pierderea de presiune între două puncte ale conductei de urcare a pulberii. În instalație se pot întrebuința și metodele specifice lichidelor, adică de exemplu tuburile Venturi.

Pierderea de presiune statică cauzată prin trecerea prin aceste restricții se transformă reversibil într-o creștere de energie cinetică și, considerîndu-se amestecul de solid și gaz ca un fluid omogen, această creșterea va fi funcție de greutatea specifică a fluidului și deci la un debit de gaz dat, va fi funcție de debitul de solid. Aparatul se etalonează în funcție de acest debit. Tubul Venturi este cel mai indicat pentru că, spre deosebire de duze și mai ales de diafragme, el nu opune solidului suprafețe care ar provoca depuneri de solid și mai ales eroziùni puternice, avînd ca efect schimbarea profilului constricției și alterarea citirilor pe curbele de etalonare. Se poate utiliza de asemenea pierderea de presiune prin valva de reglare a debitului de solid. La instalațiile pilot aceste metode sînt satisfăcătoare, însă cea mai bună metodă constă în efectuarea bilanțului de căldură pentru unul din vase sau bilanțul carbonului. Metoda nu dă indicații instantanee ca tubul Venturi, însă este mai precisă. Bilanțul carbonului însemnează în principiu deducerea circulației solidului catalizator din circulația carbonului depus de el. Carbonul se depune în timpul reacției de cracare pe cata-

Scanned with OKEN Scanner

lizator și circulă împreună cu catalizatorul fără ca să se desprindă de el. Pentru stabilirea bilanțului este necesar să se măsoare debitul de aer care intră în regenerator, să se cunoască analiza gazelor de ardere și conținutul în carbon al catalizatorului dezactivat și al celui regenerat. În acest mod se poate calcula cantitatea de carbon care arde în regenerator în unitatea de timp și să se deducă astfel debitul de catalizator.

4. Măsurarea temperaturilor

Coeficientul de transfer caloric mare al stratului fluidizat face posibilă întrebuințarea termocuplelor obișnuite cu rezultate foarte bune. În reactoarele pilot, la care este necesar un control foarte strîns al temperaturilor, se utilizează termocuple speciale în locul termocuplelor în teci.

O problemă căreia trebuie să i se dea importanță este asigurarea tecilor împotriva eroziunii foarte mari pe care o exercită efectul de sablare a stratului fluidizat, mai ales la fluidizarea cu circulația solidului. O metodă de ameliorare constă în instalarea în conductele de curgere, în amonte de teci, a unor suprafețe protectoare din oțel moale. Pentru că unitățile de cracare funcționează neîntrerupt chiar ani în șir, s-au instalat termocuple construite astfel încît să poată fi înlocuite fără pericol chiar în mers.

5. Controlul granulometriei stratului

Se știe cît de importantă este granulometria stratului de pulbere pentru calitatea fluidizării, a funcționării cicloanelor etc. Pentru că distribuția măririi particulelor se schimbă în timp, este necesar să se facă periodic un control printr-o analiză granulometrică și să se țină evidența precisă a ei pentru a se putea sezisa din timp începutul schimbării survenite. Această precauție este dictată de faptul că corectarea granulometriei se face greu și metodele cele mai sigure cer timp îndelungat pentru a fi aplicate (vezi capitolul „Aplicațiile fluidizării în tehnică").

6. Controlul pierderilor de catalizator

Gazele care părăsesc sistemul de separare a pulberii antrenate conțin în general și o cantitate oarecare de solid care nu a putut fi reținută de acest sistem. Această cantitate poate fi în limita eficacității

Scanned with OKEN Scanner

sistemului de separare sau poate să crească peste această limită din diferite motive. La catalizatorii scumpi sau nocivi trebuie să se controleze concentrația solidului în gazele de ieșire. Se utilizează cu succes un aparat care măsoară simultan debitul de gaz și concentrația solidului, aceasta din urmă prin metode optice [3]. La unele procese, cum este cazul la F.C.C., problema se pune numai la unul din vase și anume la regenerator, pentru că vaporii ce ies din reactor trec împreună cu praful antrenat în coloana de distilare care funcționează ca un scruber, noroiul de catalizator adunat la fundul său fiind recirculat în reactor.

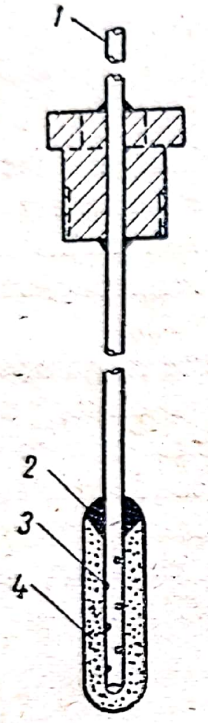


Fig. 132. Dispozitiv (sondă) pentru luarea probelor de gaz:
1 — tubul sondei; 2 — chit; 3 — orificiu pentru pătrunderea gazului în tubul sondei; 4 — material ceramic poros.

7. Luarea probelor de gaz

Pentru luarea probelor de gaz trebuie să se țină seama de faptul că mediul gazos conține solid în suspensie. Dispozitivul indicat este cel ilustrat în fig. 132. Se observă că dispozitivul se poate înșuruba într-un locaș filetat și că preluarea probelor se face prin filtrare printr-o masă ceramică poroasă.

8. Metode pentru măsurarea calității fluidizării

Calitatea fluidizării constituie un parametru foarte important. El decide gradul de contact între faze și în consecință transmisia de căldură și de masă, expansiunea stratului, eficacitatea separării solidului antrenat etc. O fluidizare bună se caracterizează, ca aspect, printr-o fluiditate generală, prin prezența de bule mici și uniform distribuite în strat (adică o fierbere uniformă și intimă) și prin absența canalelor și a pistonării. Mai sigur, calitatea fluidizării poate fi judecată prin efectele ei: lipsa gradienților de temperatură și existența coeficienților de transfer caloric și de masă ridicați. Fluidizările cu lichide sînt în general mai bune. La acestea există o distribuție egală a particulelor solide și o aceeași viteză de urcare a lichidului. La fluidizarea cu gaze, particulele solide au tendința să se separe de gaz. Cînd particulele sînt mici ele tind să se unească datorită forțelor de atracție, cu formarea de aglomerate care pot fi distribuite uniform în strat, dînd impresia unei fluidizări bune. Particulele mari nu dau floculație

Scanned with OKEN Scanner

însă se pot agrega temporar dînd naştere, în anumite cazuri, la fenomenul pistonării. Lipsa unei înţelegeri mai adînci a fenomenului fluidizării este datorită şi faptului că pînă în prezent, chiar cînd au fost construite şi funcţionează cu succes instalaţii industriale cu capacităţi foarte mari, nu există încă o măsură a calităţii fluidizării. Se întrebuinţează expresii ca fluidizare excelentă, bună sau rea, fără ca un alt cercetător să poată reproduce această calitate. Se pare că deosebirile nejustificate observate în reproducerea lucrărilor s-ar datora tocmai acestei cauze. Problema este deci foarte importantă şi acum se tinde să se înlocuiască termenul de „calitate" a fluidizării prin „uniformitate" definindu-se şi un indice de uniformitate.

S-a observat că tipul de curgere într-o secţiune dată a stratului poate fi exprimat în funcţie de căderea de presiune în secţiunea considerată. Astfel, în cazul canalizării, pierderea de presiune măsurată cu un manometru cu lichid este relativ constantă cu mici variaţii sau chiar fără variaţii detectabile. În cazul pistonării manometrul are variaţii puternice, rare şi ritmice. Deci variaţiile de presiune pot constitui o bază simplă pentru o metodă de măsurare a calităţii fluidizării. În acest sens se întrebuinţează de exemplu [4] efectul şocului particulelor asupra unei diafragme metalice introdusă în strat. Detectarea se face cu ajutorul proprietăţii piezoelectrice a unui cristal.

Un alt aparat se bazează de asemenea pe utilizarea unei diafragme metalice plasată însă în exteriorul stratului. Aparatul înregistrează mărimea şi frecvenţa fluctuaţiilor pierderii de presiune într-o secţiune a stratului [5]. Elementul sensibil supus variaţiilor de presiune constă dintr-o diafragmă subţire şi turtită, confecţionată din tablă de aluminiu de 0,4 mm, această grosime fiind cea mai indicată pentru a nu îngreuna aparatul şi pentru a nu se diminua sensibilitatea sa, la grosimi de diafragme mai mari. O diafragmă mai subţire dă loc la deviaţii de la liniaritatea relaţiei între forţă şi deformare. Se alege aluminiul din cauza modulului de elasticitate mic, obţinînd astfel deviaţii mari la schimbări mici depresiune. Analizorul aparatului este construit dintr-o punte Wheatstone cu amplificator de tensiune, înregistrarea făcîndu-se cu ajutorul unui oscilograf magnetic cu peniţă. Calitatea fluidizării se exprimă printr-un indice asemănător cu indicele de uniformitate. Indicele de calitate se defineşte ca raportul dintre deviaţia medie a pierderii de presiune şi frecvenţa fluctuaţiilor. Pentru o fluidizare perfectă, indicele are valoarea zero şi creşte cu scăderea calităţii fluidizării. Curbele obţinute cu acest aparat arată că la un diametru de coloană, mărime de particulă şi

Scanned with OKEN Scanner

înălțime de strat date, indicele crește la început (calitatea scade) la o creștere a expansiunei. La o expansiune mai înaintată indicele se stabilizează și apoi descrește (calitatea crește) pentru că particulele solide sînt mai dispersate, confirmînd buna fluidizare a stratelor solide cu lichide (fluidizare particulată). Pentru aparatul indicat există anumite limite de aplicabilitate. Instrumentul măsoară pierderea de presiune între două puncte ale stratului și deci măsurătoarea reprezintă condițiile medii între aceste două puncte. Dacă secțiunea studiată este prea mare, condițiile locale sînt nelămurite. Trebuie manifestată grijă și în alegerea mărimii și lungimii tuburilor de legătură pentru prizele de presiune, întrucît tuburile prea lungi și subțiri pot să amortizeze variațiile.

O altă metodă pentru măsurarea calității fluidizării se bazează pe variațiile ce sînt provocate în dielectricul unui condensator cînd între plăcile acestuia intră un corp străin [6]. Aparatul este constituit dintr-o celulă detectoare formată din două plăci mici care se introduc în strat și dintr-un aparat de măsurat și înregistrare care este un capacitometru electronic înregistrator. Proprietatea utilizată se pretează foarte bine în cazul fluidizării pentru că constanta dielectrică a gazelor diferă foarte mult de cea a solidelor. În consecință, indicațiile aparatului vor diferi foarte mult în funcție de proporția gaz/solid în amestecul care se află la un moment dat între plăcile condensatorului. Pe de altă parte, această proporție și menținerea ei în timp, într-un punct dat, dau o imagine destul de bună asupra calității fluidizării, permițînd măsurarea ei prin măsurarea uniformității distribuției celor două faze — solid și gaz — în stratul fluidizat. Cu alte cuvinte, se înlocuiește termenul de calitate cu cel de uniformitate. Natural că zona de măsurare nu trebuie să fie mai mare decît zona de neuniformitate, însă pe de altă parte ea nu trebuie să coboare la scara mărimii particulei. O zonă cubică cu latura de aproximativ 1 cm este cea mai indicată. Pentru a obține rezultate semnificative trebuie ca aparatura de transmitere și înregistrare să aibă o inerție foarte mică. Montajul recomandat de autorii de mai sus [6] răspunde acestei cerințe. Curbele înregistrate au aspectul unei seismograme. Cu cît amplitudinea oscilațiilor este mai mică și frecvența lor mai mare, fluidizarea este mai bună. Se pot trasa curbe pentru diferite grade de uniformitate. Se definește în acest fel și un indice de uniformitate. Experiențele efectuate arată că acest mijloc de apreciere a calității fluidizării corespunde cu realitatea observată vizual. Se constată astfel că amestecurile de granulații diferite dau o fluidizare cu un indice de uniformitate ridicat. Se poate pune în evidență efectul vitezei gazului asupra

Scanned with OKEN Scanner

apariției pistonării. Se poate studia efectul dispozitivului de distribuție al gazului, efect care încetează de la o anumită înălțime în sus și efectul înălțimii stratului asupra calității fluidizării. Acest efect se studiază în două feluri: fie că se lasă celula detectoare în același loc și se studiază efectul adaosului de solid, care face ca înălțimea de strat să crească treptat (1), fie că se lasă această înălțime constantă și se studiază calitatea fluidizării prin mișcarea în direcția verticală a celulei (2). Autorii au studiat acest efect la un material posedînd o granulație strînsă (A) și la altul cu un spectru larg (B). Se constată că uniformitatea fluidizării crește prin adaosul de solid, efectul fiind mai marcant în cazul B. De asemenea se constată în cazul 2 că uniformitatea scade cu înălțimea și că acest fapt are loc mult mai repede în cazul A.

B. Automatizarea instalațiilor de fluidizare

Deși în instalațiile de fluidizare se manipulează solide, ele se pretează foarte bine automatizării datorită faptului că solidele sînt aduse în stare pseudofluidă. Din această cauză automatizarea acestor instalații se apropie de cea a instalațiilor în care circulă fluide reale. Cu alte cuvinte, presiunea dezvoltată în diferitele puncte ale instalației, fie în stratul fulidizat (presiune hidrostatică), fie în amestecul de gaz și solid care circulă prin conducte, poate fi întrebuințată cu succes pentru automatizare.

Reglarea automată a proceselor continue a făcut progrese foarte mari mai ales în rafinarea petrolului unde s-au pus și s-au rezolvat problemele cele mai dificile. Apariția cracării catalitice a produselor petroliere în strat fluidizat a pus probleme și mai grele. Soluțiile care s-au dat aici au putut fi extinse și la celelalte aplicații ale fluidizării care s-au ivit în urma succesului obținut în cracarea catalitică. Este însă locul să se specifice că automatizarea procesului este mult mai importantă, imperioasă chiar, la fluidizarea cu circulația solidului, decît la celelalte procese de fluidizare. În cele ce urmează se descrie automatizarea unei instalații de cracare în strat fluidizat și a unui cuptor de prăjire a piritelor.

1. Automatizarea instalațiilor de cracare catalitică

Caracteristica principală a procesului de cracare catalitică, care este de fapt reprezentativ pentru orice fluidizare cu circulația solidului, este faptul că el este foarte sensibil în ceea ce privește bilanțul de pre-

Scanned with OKEN Scanner

siuni. De asemenea are o importanţă vitală necesitatea evitării curgerii inversate, adică a intrării aerului de combustie în reactor sau a hidrocarburii în regenerator. Această eventualitate s-ar solda imediat cu explozia reactorului sau regeneratorului.

În fig. 133 este redată o schemă de bază simplificată a unei instalaţii de cracare catalitică a produselor petroliere, la care este exemplificată automatizarea (fig. 134). Schema este de bază, pentru

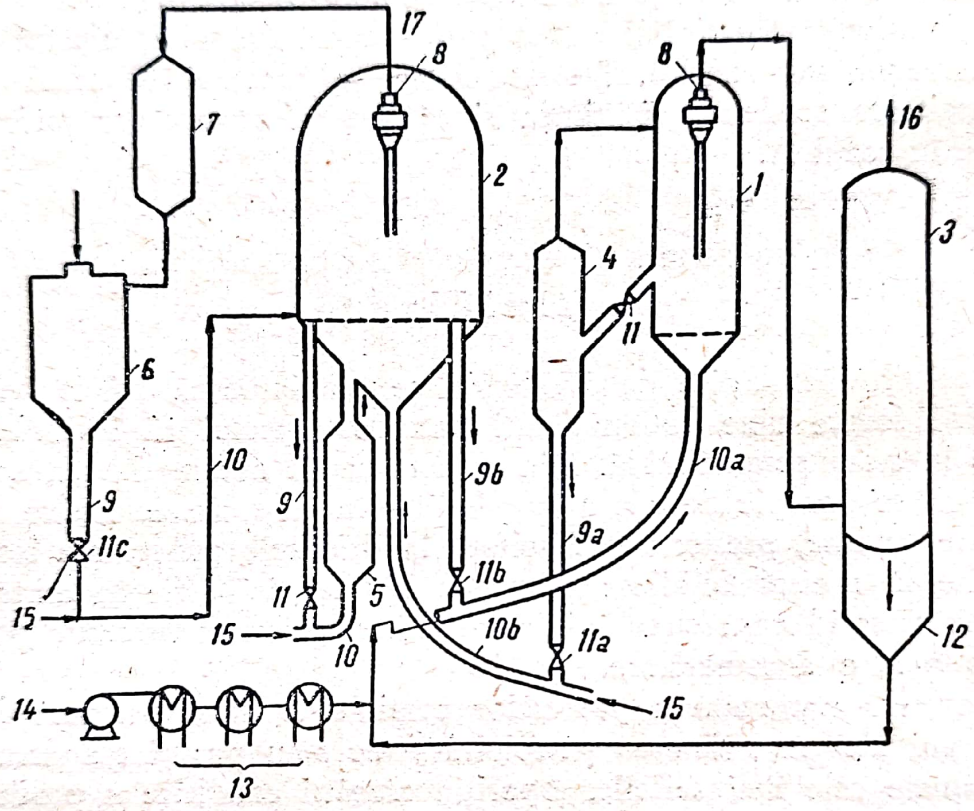


Fig. 133. Schemă simplificată a fluidizării cu circulaţie aplicată la cracarea catalitică a petrolului:

1 — reactor; *2* — regenerator; *3* — coloană de fracţionare; *4* — stripper de catalizator uzat; *5* — răcitor de catalizator; *6* — filtru electric Cottrel; *7* — răcitor de gaze de ardere; *8* — cicloane; *9* — conductă de coborîre; *10* — conductă de urcare; *11* — valve alunecătoare; *12* — sedimentarea nămolului de catalizator; *13* — schimbătoare de căldură pentru materia primă; *14* — intrarea materiei prime; *15* — intrarea aerului; *16* — gaze şi vapori de benzină spre recuperare; *17* — ieşirea gazelor de ardere din regenerator.

că deşi a fost întrebuinţată la începuturile procedeului, totuşi sistemele noi nu au adus schimbări principale şi schema propusă se poate regăsi în aproape toate instalaţiile existente, cu excepţia modelului IV, care, printr-o simplificare importantă în construcţia sa, a adus o schimbare esenţială în legătură cu automatizarea.

Fig. 134 reprezintă schema de automatizare a acestei instalaţii. Automatizarea a trebuit să ţină seama că sînt şase circuite care sînt

Scanned with OKEN Scanner

legate direct sau indirect de sistemul principal de curgere a hidrocarburii: circuitul catalizatorului, al aerului transportat, al aerului de aerare a conductelor de coborîre, a gazelor pentru refularea pulberii, a noroiului de catalizator şi a aburului format prin recuperarea căldurii de ardere a carbonului. Schema de automatizare din fig. 134 reprezintă una din schemele întrebuinţate. Există şi alte scheme ale căror deosebiri specifice sînt menţionate mai departe. Circuitele au fost automatizate ţinîndu-se seama de efectul lor mutual.

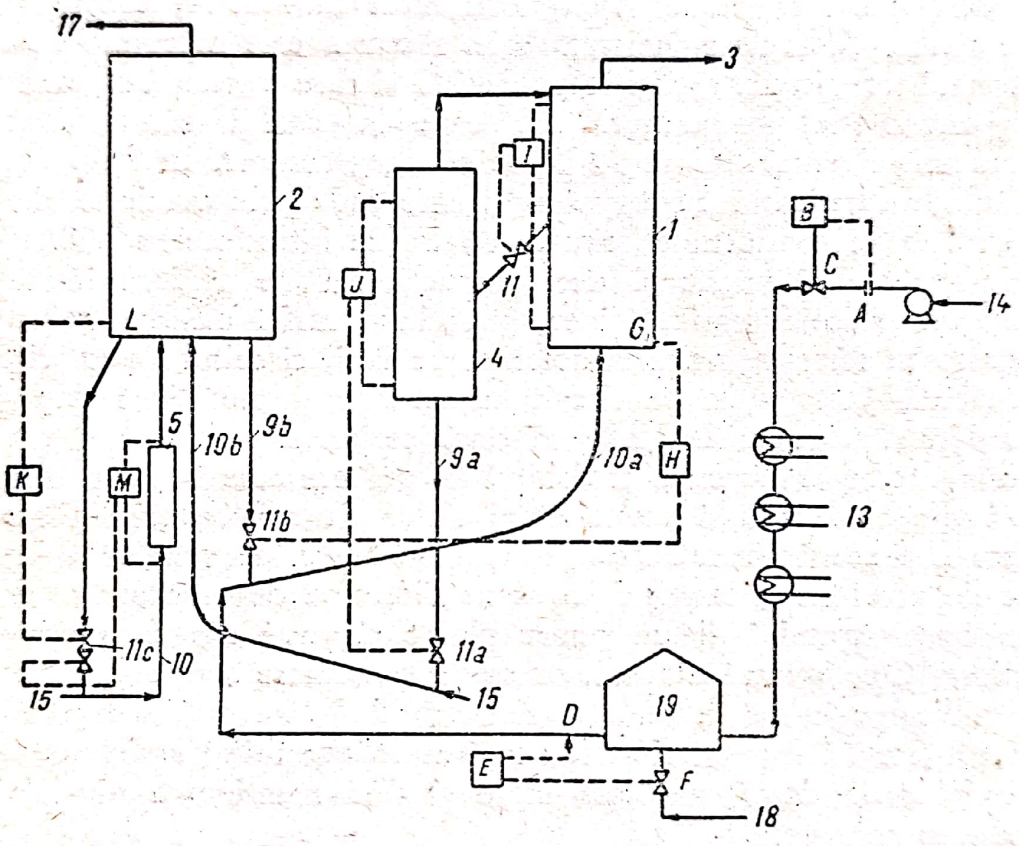


Fig. 134. Schemă de automatizare a unei instalaţii de cracare catalitică în strat fluidizat:

Notaţiile *1—17* sînt identice ca în fig. 133; *18* — intrarea combustibilului; *19* — cuptor pentru încălzirea hidrocarburii; *A* — fluometru; *B* — regulator de debit; *C* — valvă comandată; *D* — termocuplu; *E* — regulator-înregistrator de temperatură; *F* — valvă comandată; *G* — termocuplu; *H* — regulator-înregistrator de temperatură; *I, J* — regulatoare de nivel-înregistratoare; *K* — regulator-înregistrator de temperatură; *L* — termocuplu; *M* — regulator-înregistrator de presiune diferenţială.

Sistemul de circuite interdependente de hidrocarbură *(14—13—18—19—10 a — 1—3)* şi catalizator *(11—4—9a—11a—10b—9b—11b—10a—1)* din fig. 134 cuprinde în primul rînd reglarea automată cu mijloacele obişnuite a debitului de hidrocarbură ce trebuie cracată, la o valoare de aproximativ 1120 m^3/h. Reglarea se face cu ajutorul unui regulator de debit automat format dintr-un fluometru *A* care

comandă regulatorul propriu-zis *B*, care la rîndul său variază deschiderea ventilului *C* din conducta de curgere. Temperatura de preîncălzire a alimentării este menținută constantă la 400°C prin controlul efectuat în punctul *D* de către un regulator - înregistrator de temperatură electronic cu scara de la 260°C la 540°C, care comandă ventilul *F* de admisie al combustibilului gazos care vine prin *18* în cuptorul *19* cu un debit de cca. 1 120 m^3/h.

Temperatura în punctul în care vaporii de hidrocarbură împreună cu catalizatorul regenerat transportat intră în reactor, constituie în acest sistem de reglare punctul cheie. Aceasta este măsurată cu ajutorul unui termocuplu așezat în punctul *G* și care comandă regulatorul-înregistrator de temperatură *H*, care la rîndul său acționează asupra valvei alunecătoare *11 b* de sub regenerator. În felul acesta, debitul de catalizator regenerat cald care cade prin conducta de coborîre *9 b* în conducta de urcare *10 a* (de introducerea pulberii în reactor) poate fi variat și deci și cantitatea de căldură introdusă în reactor poate fi variată și ea, putîndu-se astfel menține constantă temperatura din reactor. Din acest punct deci, circuitul de catalizator intervine în automatizarea circuitului de hidrocarbură însă este și el influențat de acesta. Într-adevăr, dacă cerințele termice din reactor cresc, va trebui să crească și debitul de pulbere care intră în reactor, avînd drept consecință creșterea nivelului de catalizator din acesta. Pentru a preveni această situație, reactorul este înzestrat cu un regulator de nivel-înregistrator *I* bazat pe diferența de presiune ce există între baza stratului și un punct plasat cît mai sus în spațiul de degajare. Cînd stratul din reactor crește ca urmare a unui debit mărit de catalizator intrat în reactor, regulatorul *I* comandă asupra valvei alunecătoare *11* care se deschide mai mult, permițînd astfel stabilirea unui debit de descărcare mai mare și deci menținerea nivelului la o valoare constantă.

Presiunea în reactor este menținută constantă printr-un regulator de presiune care acționează asupra compresoarelor care evacuează vaporii necondensabili din vîrful coloanei de fracționare. Nivelul de catalizator din stripperul de catalizator uzat este menținut constant într-un mod analog cu cel din reactor, de către regulatorul - înregistrator *J* care acționează asupra valvei *11 a*.

Circuitul local de catalizator, regenerator-răcitor de pulbere, este reglat simultan pentru doi parametri: temperatura din regenerator și pierderea de presiune din răcitorul *5*. Scopul acestui răcitor este să se poată avea la dispoziție un mijloc de a menține constantă temperatura de regenerare, fapt foarte important pentru viața catalizatorului, pentru că o depășire a acestei temperaturi duce la dezactivarea

Scanned with OKEN Scanner

ireversibilă a catalizatorului. Răcirea se efectuează indirect, prin vaporizarea apei. Sistemul de reglare este format din regulatorul-înregistrator electronic *K*, comandat de termocuplul *L* și care acționează asupra uneia din cele două valve alunecătoare aflate în *11 c*. Totuși se poate întîmpla ca răcirea necesară în regenerator să fie exagerată, în sensul că debitul de catalizator care curge din regenerator și este apoi trecut prin răcitor să fie prea mare și țevile răcitorului să se înfunde. În acest caz intervine regulatorul-înregistrator de presiune diferențială *M*, plasat între baza și vîrful răcitorului, care micșorează debitul de pulbere, acționînd asupra celei de a doua valve din cuplul de valve *11 c* și oprind ca debitul de pulbere și gaz care trece prin țevile răcitorului să întreacă o valoare maximă, fixată dinainte.

Circuitele aerului de transport și de aerare sînt automatizate în felul următor: aerul de transport provine de la un compresor centrifugal a cărui presiune de refulare este menținută constantă, în timp ce diferitele derivații ale sistemului sînt reglate automat de fluometre regulatoare. Aerul pentru aerare este reglat în mod similar.

Circuitul de noroi de catalizator este reglat la un debit constant de un regulator de debit care acționează asupra aburului pompei care preia noroiul de la fundul coloanei de fracționare. Acționarea se face asupra aburului la pompă, pentru a evita necesitatea reglării unei valve care ar trebui să reziste la aburul cu noroi foarte eroziv. Tot din cauza eroziunii puternice, elementul primar de măsură a regulatorului de debit este un tub Venturi, care posedă refulare cu ulei a prizelor de presiune pentru evitarea înfundării lor cu noroiul de catalizator.

Circuitul aerului de refulare este controlat manual după indicațiile fluometrelor așezate în circuitele respective. Aerul necesar provine de la o sursă specială de aer uscat.

Căldura excedentară în sistem este transformată în abur care se introduce în rețeaua principală de abur. Reglarea acestui sistem este simplă și urmează regulile generale ale reglării aburului din fabrici.

În general valvele alunecătoare de la instalațiile de fluidizare cu circulația solidului sînt supuse la o eroziune foarte puternică. Din această cauză ele se amplasează de obicei cîte două în același punct. Cînd una dintre ele este scoasă din serviciu din cauza uzurii, ea este deschisă la maximum și începe să funcționeze cealaltă valvă, care fusese ținută în rezervă. Pentru a putea permite trecerea de la o valvă la alta fără întreruperea funcționării instalației, se întrebuințează sistemul reprezentat în fig. 135, utilizînd un ventil cu patru căi care schimbă comanda de pe o valvă pe cealaltă.

Scanned with OKEN Scanner

O altă problemă legată de reglarea funcționării valvelor o constituie menținerea pierderii de presiune prin valvă. Amestecul de catalizator și gaze formează o fază fluidă care curge în jos prin valvă; aceasta poate să dezvolte o presiune hidrostatică care se traduce printr-o pierdere de presiune la trecerea prin valvă. Atît timp cît există această pierdere de presiune cu semnul ei corect (presiunea deasupra valvei mai mare decît cea de dedesubtul ei) există siguranța evitării curgerii inversate. Valva este deci controlată de un regulator-înregistrator de presiune diferențială care de obicei nu acționează asupra ei. Cînd însă pierderea de presiune prin valvă se micșorează tinzînd spre zero sau își schimbă chiar semnul, atunci regulatorul acționează imediat asupra unui circuit electric pe care îl închide. Acest curent acționează la rîndul său o valvă solenoid (valvă cu electromagnet) care permite aerului comprimat să închidă complet valva alunecătoare (de fapt, de obicei, sînt închise simultan ambele valve, de sub reactor și regenerator). Acest mod de reglare a funcționării valvei este mai indicat în instalațiile pilot. În general dereglarea echilibrului de presiuni în acest punct poate avea loc din două cauze și anume la viteze mici de antrenare, cînd densitatea în conducta de urcare crește deci prea mult și la viteze prea mari, de asemenea în conducta de urcare, cînd pierderea de presiune prin frecare devine prea mare. Acest ultim caz poate avea loc mai ales la instalațiile pilot unde, din cauza secțiunii reduse a conductelor de urcare, pierderea de presiune prin frecare are o valoare ridicată.

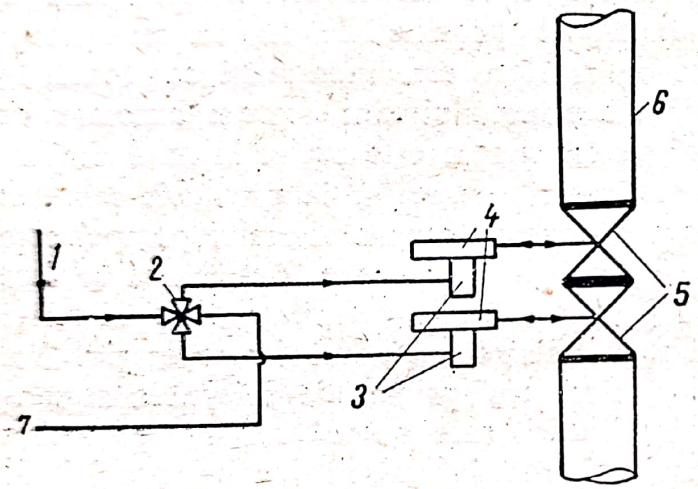


Fig. 135. Acționarea valvelor alunecătoare:
1 — intrarea aerului; *2* — ventil cu patru căi; *3* — dispozitiv de comandă; *4* — piston hidraulic; *5* — valvă alunecătoare; *6* — conductă de pulbere; *7* — legătura la tabloul de comandă.

O altă problemă o constituie menținerea constantă a presiunii din regenerator, ceea ce se obține prin acționarea asupra valvei special construite (rezistență la eroziune), pentru evacuarea gazelor de ardere din regenerator.

Sistemul de automatizare descris mai sus se bazează pe automatizarea în funcție de temperatură (temperatura reactorului). Automati-

Scanned with OKEN Scanner

zarea poate fi însă axată și pe menținerea unui nivel constant, de exemplu în reactor. De obicei sînt trei nivele de pulbere: în reactor, în regenerator și în stripper. Dacă se reușește să se mențină constante două din ele, al treilea va fi și el constant dacă inventarul total de catalizator este constant.

În sistemele mai noi de cracare a produselor petroliere în strat fluidizat se elimină cîteva din circuitele de automatizare necesare la instalațiile mai vechi. Simplificarea este foarte importantă pentru că circuitele eliminate fac parte din circuitele complicate. La modelul IV, descris la aplicațiile fluidizării la reacțiile catalitice, evacuarea pulberii de catalizator din vas nu se mai efectuează pe la baza vasului, ci pe la suprafața stratului fluidizat, printr-un preaplin. Cu alte cuvinte, conducta de coborîre intră în vas pe jos și se ridică în interiorul acestuia pînă la un nivel predeterminat. În acest fel, odată stabilit nivelul stratului pentru obținerea unei conversii optime, se fixează înălțimea la care se termină conducta de coborîre în vas. Acest sistem are avantajul simplificării reglajului, însă nu permite o flexibilitate mai mare la schimbarea timpului de contact pentru adaptarea la schimbarea materiei prime. La acest model, o altă simplificare foarte importantă nu numai din punct de vedere al automatizării, o constituie eliminarea valvelor alunecătoare prin stabilirea comunicației între cele două vase prin intermediul unor conducte curbe care servesc pe o ramură a lor drept conductă de coborîre, iar pe cealaltă drept conductă de urcare. Rolul valvei este îndeplinit de pulberea însăși care în cazul unei creșteri a densității în ramura de urcare, se oprește din curgere și formează un dop care asigură închiderea conductei întocmai ca o valvă alunecătoare.

De o importanță deosebită este evitarea arderii ulterioare a oxidului de carbon la bioxid de carbon în regenerator. Această ardere ar conduce la topirea ciclonului, a izolației, a instalațiilor metalice interioare din capul regeneratorului cît și la dezactivarea catalizatorului din cauza temperaturii înalte. La instalația model IV din Destrehan această problemă este rezolvată de asemenea prin automatizare, fapt care a permis eliminarea sigură a posibilității acestei arderi. Ea se bazează pe injectarea reglată a apei în diferite puncte periculoase, dintre care cel mai important este ciclonul. Detectarea locului de ardere ulterioară se face cu ajutorul a numeroase termocuple de control și cu ajutorul analizei de oxigen din gazele de ardere. Arderea ulterioară poate fi provocată de un conținut ridicat de oxigen în gazele de ardere, fapt care poate proveni dintr-o proastă fluidizare în care o parte din oxigen nu reacționează ajungînd în gazele de ardere sau din cauza unei temperaturi ridicate a acestor gaze.

Scanned with OKEN Scanner

Un exemplu concret de automatizare la o unitate de cracare catalitică în strat fluidizat arată că multe probleme de automatizare sînt rezolvate prin metode obișnuite, altele însă cer soluții complet noi, mai ales că gabaritul acestor instalații este cu totul ieșit din comun. Un exemplu tipic îl constituie valvele alunecătoare a căror greutate (cca. 7 000 kg la o unitate de $2{,}25 \cdot 10^6$ l/zi) a cerut punerea la punct a unui sistem hidraulic de acționare care el însuși constituie o problemă de reglare separată.

Pentru formarea unei idei, se dă mai jos numărul total de aparate de măsurat și reglare și distribuția lor pe tipuri de aparate la o instalație de cracare ca aceea descrisă mai sus. Se dau de asemenea și cifre auxiliare care arată importanța automatizării la o asemenea instalație:

Capacitatea de prelucrare	$2{,}25 \cdot 10^6$ l/zi	
Reactorul:		
diametrul	6,9 m	
înălțimea	15 m	
Regeneratorul:		
diametrul	11,5 m	
înălțimea	12 m	
Compresorul pentru aerul de transport al pulberii:		
debit	80 000 m³/h	
puterea motorului	5 200 CP	
Valve alunecătoare:		
diametrul	0,85 m	
greutatea	8 000 kg	
Aparate de măsurat și reglare:		
Regulatoare de temperatură		12
Regulatoare de presiune		27
Regulatoare de debit		31
Regulatoare de nivel		18
Total regulatoare		88
Înregistratoare de temperatură		7
Înregistratoare de presiune		18
Înregistratoare de debit		23
Înregistratoare de nivel		6
Total înregistratoare		54
Sîrmă de conductori pentru termocuple	10 000 m	
Țeavă de cupru	11 500 m	
Alarme		25
Căsuțe pe tabloul de comandă		38

Se observă că instalația posedă 25 de aparate de alarmă care formează un sistem complex, comandat de temperaturi, presiuni, pierderi de presiune și nivele. Alarmele sînt acustice și optice și este prevăzută și oprirea automată a instalației în cazuri de pericol. În fig. 136

Scanned with OKEN Scanner

Scanned with OKEN Scanner

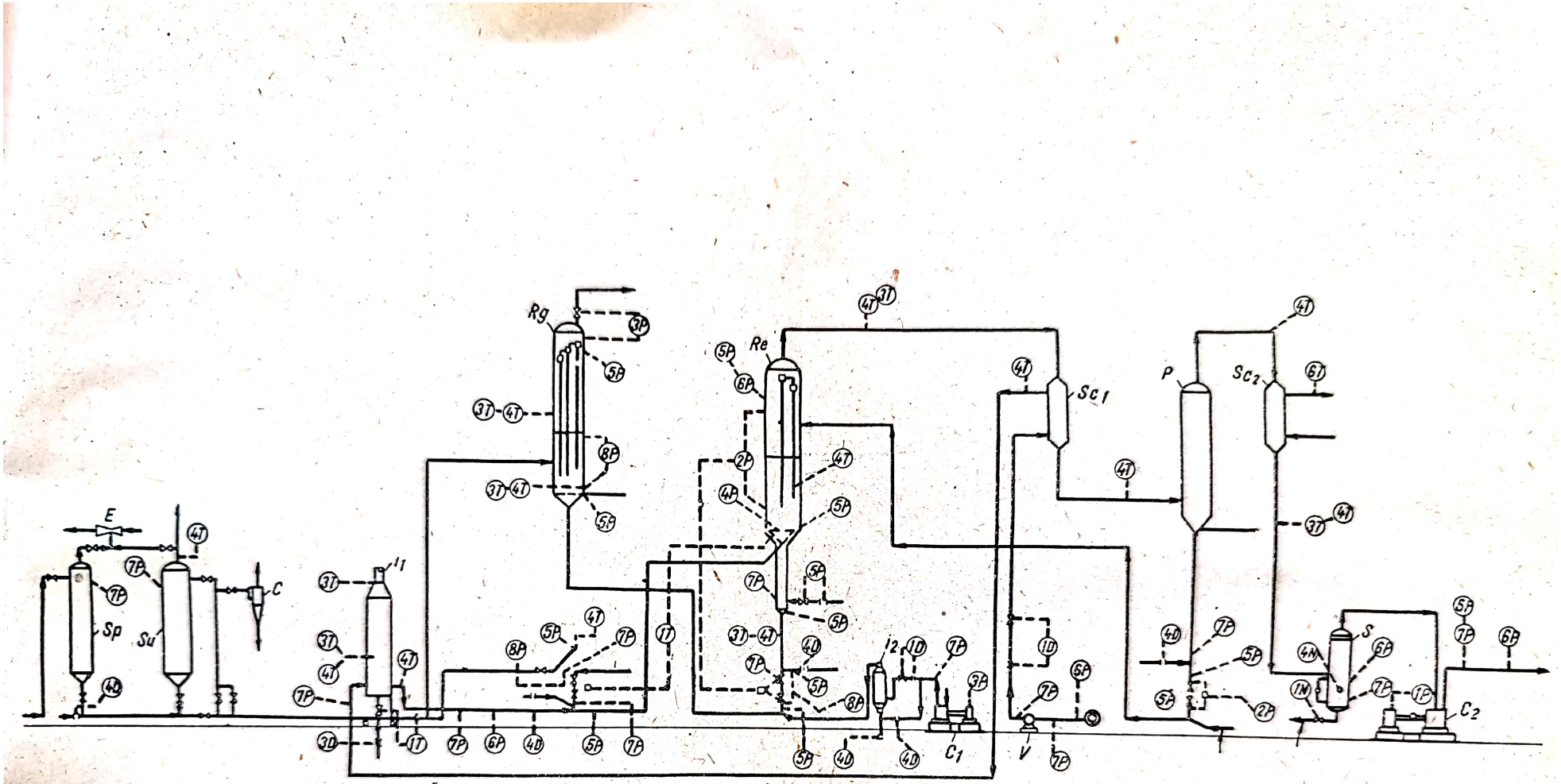


Fig. 136. Schema de automatizare la o instalație de dehidrogenare a butanului.

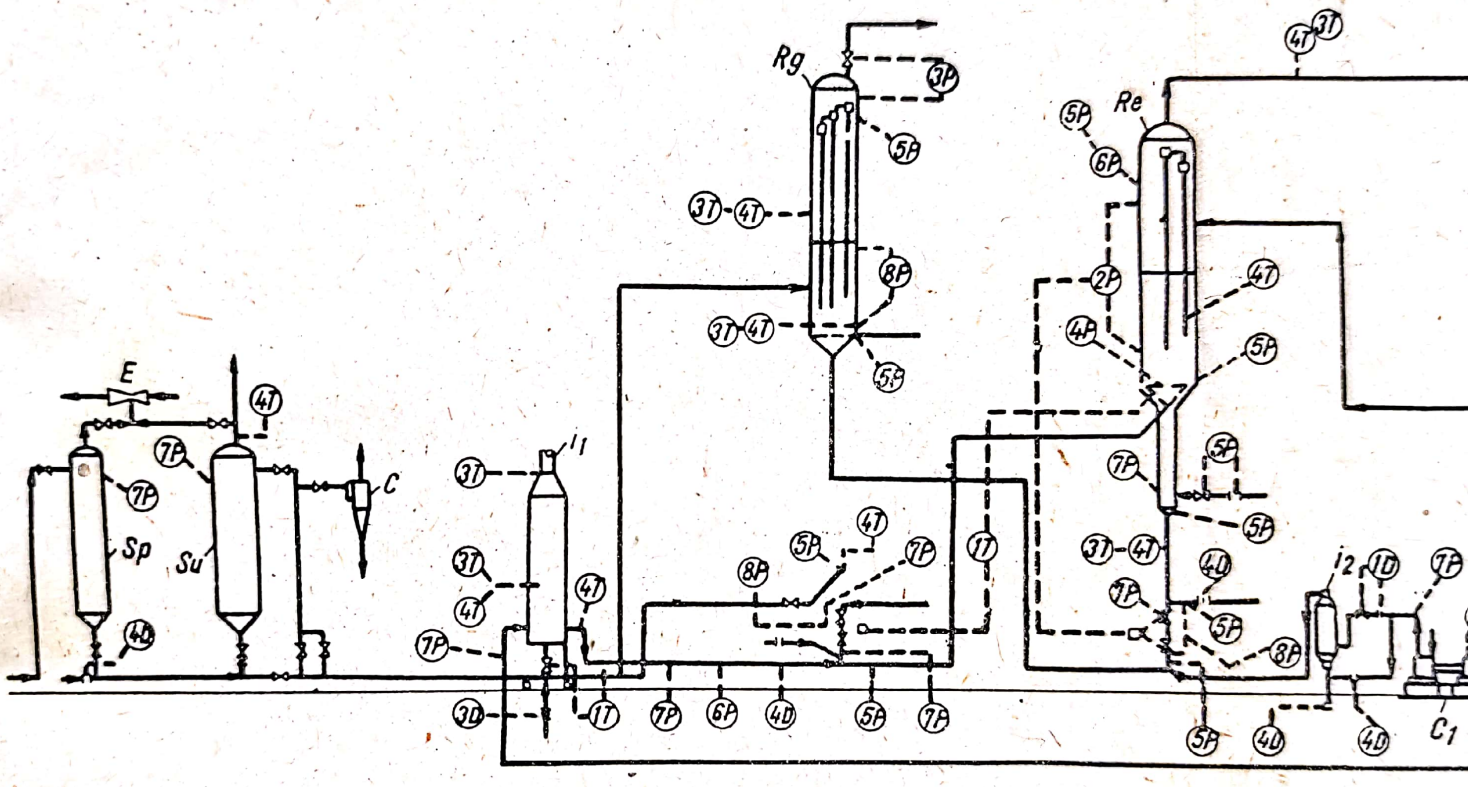
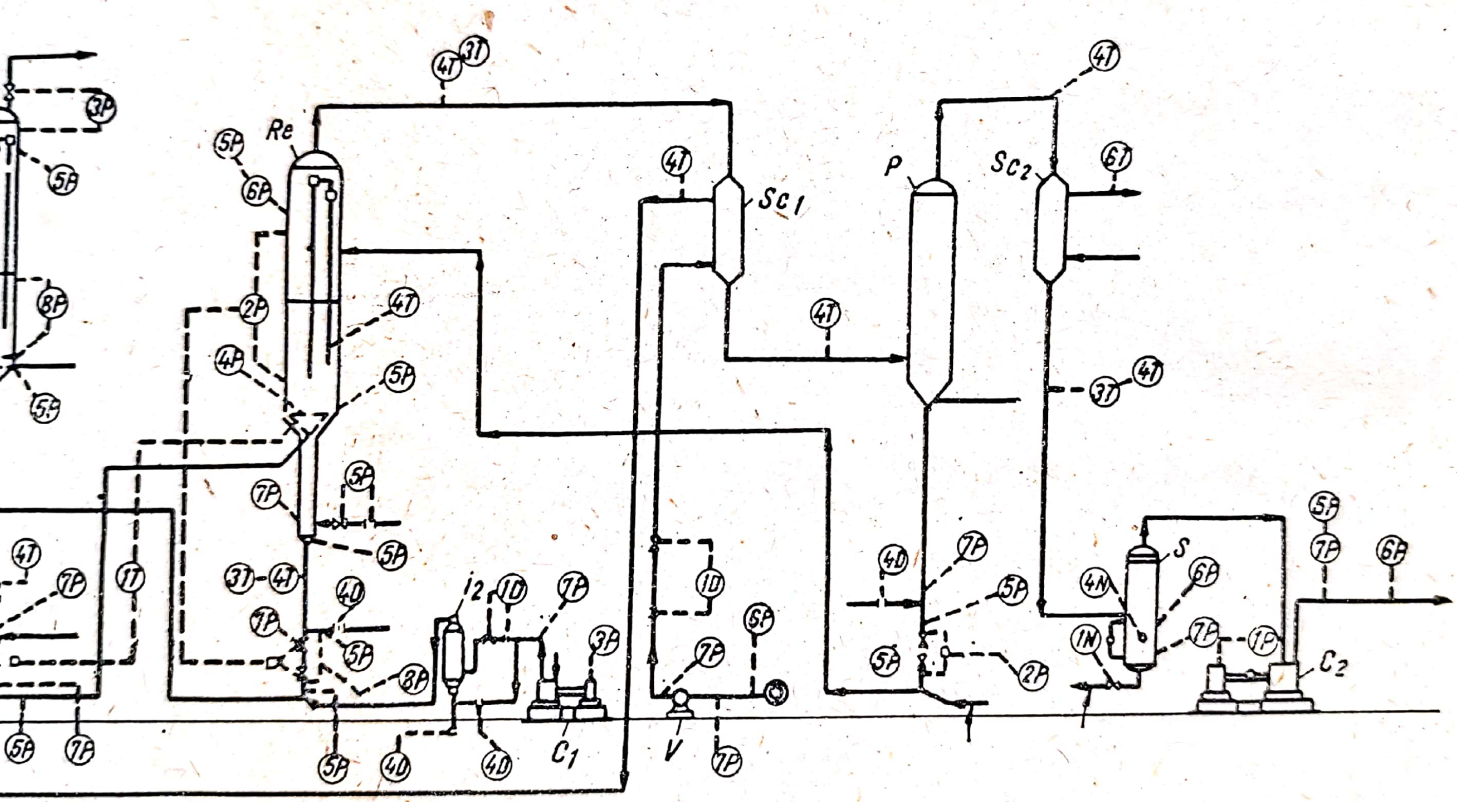


Fig. 136. Schema de automatizare la o instalație de dehidrogena



ema de automatizare la o instalație de dehidrogenare a butanului.

Scanned with OKEN Scanner

se redă schema de automatizare a unei instalații de dehidrogenare a butanului într-o schemă de fluidizare catalitică cu circulația catalizatorului.

2. Automatizarea instalațiilor de prăjire a piritelor

Prăjirea piritelor în strat fluidizat este realizată actualmente la scară industrială. Reactorul constă dintr-un vas unic și anume un cuptor cu fundul perforat, pe unde se suflă aerul cald necesar prăjirii, într-o masă de pirită sub formă de granule. Faptul că întreg procesul poate fi automatizat contribuie și el la obținerea unor rezultate superioare. Automatizarea descrisă în cele ce urmează se referă la procedeele de prăjire fără recuperarea căldurii.

Răcirea reactorului în care are loc reacția exotermă de oxidare se efectuează în acest caz prin stropire cu apă și sistemul de reglare automată constă în acționarea asupra debitului de apă, cînd temperatura din reactor variază. Reglarea se poate face și prin acționarea asupra alimentării cu pirită (prin șnec) în sensul că se micșorează automat debitul de alimentare, atunci cînd temperatura crește peste cea admisibilă. Temperatura poate fi astfel menținută constantă cu o variație de $\pm$ 15°C față de valoarea optimă. Acest fapt are o importanță foarte mare, pentru că o creștere exagerată a temperaturii poate provoca sinterizarea pulberii de pirită și în felul acesta oprirea fluidizării prin prinderea în bloc a întregii mase din cuptor. Tot în acest scop, pulberea de pirită nu se introduce ca atare, ci după ce a fost transformată în prealabil într-un nămol prin amestecare cu apă, dozarea făcîndu-se în afara cuptorului, într-un vas special. În acest vas raportul între apă și pirită poate fi modificat automat, la comanda unui regulator acționat de analizorul-înregistrator de bioxid de sulf, montat la ieșirea din zona de reacție. Acesta lucrează pe baza diferenței de conductibilitate electrică dintre bioxidul de sulf și celelalte gaze componente ale amestecului. La o scădere a concentrației de bioxid de sulf în gazele de ardere, intră în acțiune regulatorul care comandă o mărire a proporției de pirită ce trebuie să se amestece cu apa în dozatorul de nămol. Se poate automatiza dozarea nămolului și în funcție de un procent maxim dorit de oxigen (0,5%) în gazele de ardere. Controlul fluidizării se efectuează cu ajutorul manometrelor diferențiale care înregistrează pierderea de presiune în strat și în fundul perforat al cuptorului, dînd posibilitatea unui personal instruit să constate imediat orice defecțiune.

Scanned with OKEN Scanner

BIBLIOGRAFIE

1. *Clyde Berg*, Chem. Eng. Progr., 7, 326, 1955.

2. *Olsberg G. L.*, Ind. Eng. Chem., 8, 1870, 1951.

3. *Ramser I. H., Hickley J. W.*, Ind. Eng. Chem., vol. 41, 1244-7, 1949.

4. *Gerald C. F.*, Chem. Eng. Progr., vol. 47, 483, 1951.

5. *Schuster W., Kisliak P.*, Chem. Eng. Progr., *9*, 455, 1952.

6. *Morse R. D., Ballon C. O.*, Chem. Eng. Progr., *4*, 199, 1951.

7. *Nikitin V. A.*, Instrumente de control și măsurare în prelucrarea țițeiului, trad. din l. rusă, Ed. Tehnică, București, 1952.

8. *Murin G. A.*, Măsurări termotehnice, trad. din l. rusă, Ed. Energetică de stat, Bucureşti, 1954.

9. * * *, Manualul inginerului chimist, vol. III, Ed. Tehnică, București, 1953.

10. * * *, Manualul inginerului chimist, vol. IV, Ed. Tehnică, București, 1954.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul VIII

Perspectivele fluidizării

Deşi încă din 1923 F. Winkler aplica pentru prima oară fluidizarea la generatorul său de gaz de apă, totuşi nu se poate spune că procedeul în stadiul său actual s-a inspirat de la această lucrare. Fluidizarea în sensul său actual îşi trage originea de la dificultatea inerentă oricărei cracări a produselor petroliere şi anume depunerea de cărbune pe catalizator în cursul fazei de cracare. Această depunere, care avea ca efect scăderea în timp, sub limite convenabile, a activităţii catalizatorului, făcea necesară reactivarea acestuia prin îndepărtarea cărbunelui. Mijlocul cel mai indicat constă în arderea cu aer a cărbunelui depus. Procesul cerea deci efectuarea în acelaşi vas a două faze consecutive care se diferenţiau foarte mult între ele. Cea mai importantă deosebire constă în faptul că reacţia de cracare este endotermă şi cea de regenerare exotermă, cu alte cuvinte trebuia ca în faza de reacţie să se dea căldură vasului, iar în faza de regenerare să se preia o cantitate importantă de căldură. Dacă pentru eliminarea acestor dificultăţi se adopta despărţirea celor două funcţiuni distincte în două vase distincte — reactor şi regenerator — pentru catalizator nu mai rămînea în acest caz decît soluţia circulării sale între cele două vase.

Fluidizarea are deci la origină aceste două caracteristici:

— apariţia sa direct în tehnică;

— geneza sa din necesitatea circulării solidului.

Dacă fluidizarea ar fi rezolvat numai problema regenerării catalizatorului este foarte probabil că pe de o parte nu ar fi luat avîntul pe care l-a luat în cracarea catalitică a produselor petroliere, iar pe de altă parte nu şi-ar fi găsit atîtea alte aplicaţii devenind azi un procedeu important în tehnologia chimică. Este bine să nu se piardă din vedere că dificultăţile de la cracare expuse mai sus sînt rezolvate şi de procedeul termofor al stratului mobil. Totuşi acest procedeu este inferior fluidizării atît în ceea ce priveşte intensitatea cu care fluidizarea poate efectua circulaţia solidului cît mai ales prin celelalte

Scanned with OKEN Scanner

proprietăți, în special cele termice. Această realitate se reflectă și în extinderile comparative ale celor două procedee.

Care sînt în prezent perspectivele fluidizării? Oare procesul acesta unitar și-a stabilit legile și avantajele sale în formulări științifice bine definite care să permită să se prevadă precis care sînt aplicațiile posibile și ce anume mari avantaje pot fi scontate de la aplicarea acestei tehnici?

Este bine stabilit că la ora actuală baza științifică a fluidizării este încă slabă. Cu toate că s-au făcut multe încercări, fenomenul fluidizării nu a putut fi încă înțeles și exprimat în întregime în mod matematic. Majoritatea relațiilor sînt empirice (corelații între diferiți parametri determinați experimental). Situația aceasta este valabilă în ceea ce privește curgerea, transferul caloric și cel de masă. Cu alte cuvinte există un drum deschis și obligatoriu care trebuie parcurs, pentru ca fluidizarea sa stea alături, de exemplu, de distilare. Chiar corelațiile empirice trebuie puse de acord între ele pentru că există deosebiri substanțiale între rezultatele obținute de diverși cercetători. O cauză importantă a acestor nepotriviri și o sursă de imprecizie o constituie lipsa unui mijloc simplu de măsurare a calității fluidizării. Au fost expuse la capitolul respectiv încercările făcute în acest sens, însă rămîne să se decidă dacă vreuna din acestea poate fi adoptată în mod universal.

S-a arătat mai sus că o caracteristică a fluidizării o constituie faptul că ea a apărut direct în tehnică, fără ca fenomenul intim să fie înțeles și prins în formule matematice. Acest fapt nu a împiedicat totuși, după cum se știe, ca procedeul să facă progrese uriașe atît prin amplitudinea aplicațiilor cît și prin numărul și varietatea lor. Prin prisma aceasta este foarte probabil că fluidizarea va continua să se dezvolte și să se extindă chiar dacă va urma un drum empiric care să scurtcircuiteze drumul stabilirii bazei sale teoretice. Este evident că această linie, care pare la prima vedere că reprezintă o economie de timp, constituie de fapt o perspectivă foarte defavorabilă care înseamnă căutarea a numeroase corelații empirice. Ea lasă loc larg erorilor de proiectare mai ales cînd se pun probleme de extrapolare. Se așteaptă deci ca în ceea ce privește lucrările teoretice și de laborator, să se dea o extindere mai mare acelora care să cerceteze mecanismul intim al fenomenului, găsindu-se explicații și formulări științifice care să lămurească mai ales efectul diferiților factori asupra vitezei de fluidizare și asupra coeficientului de transfer caloric. Fiecare material și fiecare amestec de granulații are o viteză optimă de fluidizare turbulentă, care se stabilește acum încă prin încercări de laborator. Calculul coe-

Scanned with OKEN Scanner

ficienților de transfer de căldură pe baze teoretice în cazul diferitelor moduri de încălzire (interioară sau prin pereți exteriori) ca și transferul de masă trebuie de asemenea stabilite. Pe de altă parte trebuie găsită relația între temperatura gazului și cea a particulei.

În tehnică trebuie să se ajungă la procese cu temperaturi ridicate.

Sînt în curs încercări de a folosi neamestecarea gazelor în sens lateral pentru a conduce două reacții deosebite în mod adiacent în același reactor, fără ca să existe între aceste două spații de reacție vreun perete despărțitor. Faptul pare imposibil de realizat și totuși există cel puțin un brevet care propune acest mod de lucru [1]. Se încearcă de asemenea ca prin stratul fluidizat să fie circulat un alt material cu o granulație mai mare și care să curgă independent prin strat, avînd rolul să transporte căldură. O altă problemă care trebuie lămurită și asupra căreia există controversă este constituită de influența șicanelor puse intenționat în strat. Unii susțin că ele îmbunătățesc calitatea fluidizării în timp ce alții le evită.

În cracarea catalitică, modelul IV pare că reprezintă prin concepție și realizare un tip care nu va avea nevoie de perfecționări importante. Tipul Ortoflow este de asemenea foarte reușit și ultimul reactor de acest tip construit este de fapt fluidizatorul cu cea mai mare capacitate care există în lume ($1{,}75 \cdot 10^7$ l/zi).

Problema cea mai importantă care trebuie însă rezolvată o constituie amestecarea fazei gazoase, care duce în cazul reactoarelor mai mari la amestecarea reactanților cu produsele de reacție. Amestecarea perfectă în fază solidă ține de definiția fluidizării și calitățile procedeului își trag originea tocmai de la acest fenomen. Amestecarea gazului însă nu are loc în aceeași măsură la toate diametrele. Ea este aproape nulă la diametre de laborator și începe să fie importantă la semiindustrial, mărind inutil volumul reactoarelor pentru obținerea aceleiași conversii. S-a încercat o diminuare a acestui fenomen prin așezarea în strat la diferite nivele a unor plăci perforate care să oprească amestecarea gazelor. Rezultatele obținute nu sînt concludente și se pare că pentru rezolvarea acestei probleme se vor face eforturi deosebite.

Aplicarea fluidizării la reacții noi va lua probabil un avînt și mai mare. M. Sittig [2] dă o listă a aplicațiilor fluidizării posibile sau realizate deja la scară industrială. De atunci au trecut 5 ani și probabil că multe din aplicațiile sugerate (lista atingea aproape toate ramurile industriei chimice) sînt azi realizate. Faptul că nu se publică rapoartele tehnice asupra acestor realizări, nu trebuie să lase loc părerii că ele au eșuat neapărat. Se știe că există o perioadă de timp în care tăce-

Scanned with OKEN Scanner

rea este socotită de realizatori ca necesară fie din motive de probitate profesională, fie din interese economice. În literatură se menționează și alte aplicații și, după părerea majorității tehnicienilor, multe alte reacții care îndeplinesc bineînțeles condițiile eliminatorii expuse la capitolul „Criterii pentru posibilitatea aplicării fluidizării la un proces" vor fi realizate în tehnică prin fluidizare, mai ales din cauza ritmului extraordinar al dezvoltării industriei chimice. Aceasta, pentru că productivitatea instalațiilor de fluidizare crește cu producția cerută, ceea ce scade, în aceeași măsură, cheltuielile de investiții.

Problema spinoasă a fluidizării constă în pierderile de solid ce nu pot fi reținute de instalațiile de separare a prafului fin. La procesele catalitice cu catalizatori ieftini sau la procesele necatalitice, eficacitatea actuală a sistemelor de separare este suficient de ridicată pentru asigurarea unei cheltuieli reduse pe unitatea de produs obținut. O rezolvare colaterală a acestei probleme constă în găsirea unor catalizatori mai ieftini.

Încercările de aplicare a fluidizării în marea industrie metalurgică par să fie revoluționare. Studii în instalații pilot îndreptățesc pe unii entuziaști să prevadă înlocuirea totală a furnalelor înalte cu reactoare în care fierul să fie obținut din oxizi în stare solidă, într-un strat fluidizat. Procesul de prăjire al piritelor în strat fluidizat este actualmente un proces consacrat. Ameliorările ce se mai așteaptă nu sînt principiale, însă domeniul prăjirii fluide în general va trebui să fie lărgit. În industria cărbunelui, la cocsificare și semicarbonizare s-au făcut de asemenea progrese foarte mari prin înlocuirea cuptoarelor cu productivități reduse și cu piese mobile în medii de temperatură înaltă, cu cuptoare în strat fluidizat.

Fluidizarea nu este introdusă, sau poate că nu există suficiente informații, în industria cimentului și în alte industrii în care se mînuiesc materii prime în stare pulverulentă, de exemplu industria sticlei, a coloranților etc.

Transportul cu jgheabul fluidizat se va extinde foarte mult constituind un mijloc comod pentru transportul pulberilor. De asemenea uscarea pulberilor cu umiditate ridicată (pînă la 55% umiditate), uscare considerată ca imposibilă pînă acum, va fi extinsă la mai multe alte fabricații, cu sau fără folosirea agitării stratului fluidizat.

În sfîrșit, există numeroase propuneri sub formă de brevete pentru cele mai variate aplicații ale fluidizării la procese chimice și fizice. Este posibil ca o parte din aceste brevete să aibă la bază încercări serioase și în consecință să pătrundă în curînd în tehnică.

Scanned with OKEN Scanner

BIBLIOGRAFIE

1. P.A. 2468508, aprilie 26, 1949.

2. *Sittig M.*, Chem. Eng., nr. 5, 219-31 (1953).

3. Бондаренко Б. И. Американская техника и промышл, №. 1, стр. 41, 1945.

4. Бергман Д., Меклер Л. Американская техника и промышл., №. 11, стр. 877, 1945.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul IX

Fluidizarea în R.P.R.

Primul care şi-a dat seama în R.P.R. de importanţa fluidizării a fost tov. prof. dr. ing. Em. A. Bratu. Sub conducerea sa au început în 1951 primele experienţe în domeniul fluidizării, întîi la Catedra de procese şi aparate de la Institutul Politehnic Bucureşti şi apoi la Institutul de Cercetări Chimice din Bucureşti şi la uzina Dudeşti ICECHIM. Studiile de curgere şi de transfer caloric au fost urmate de prima reacţie încercată la noi în strat fluidizat şi anume obţinerea butadienei din alcool etilic (laborator şi pilot). A urmat uscarea policlorurii de vinil emulsie (laborator, pilot şi industrial). Această aplicaţie a fluidizării a constituit de fapt şi prima aplicaţie la scară industrială a fluidizării în R.P.R. (sept. 1956) avînd în acelaşi timp şi un caracter de originalitate. Clorura de vinil şi acetatul de vinil (ambele laborator şi pilot) continuă seria reacţiilor catalitice la care s-a încercat tehnica stării fluidizate. Paralel cu acestea, sectorul anorganic al ICECHIM-ului a studiat cu succes prăjirea piritei în strat fluidizat în laborator şi pilot.

Un alt nucleu de cercetare constituit la Institutul de Cercetări Miniere în 1954 a început studiul obţinerii semicocsului în strat fluidizat. Studiile promiţătoare din laborator şi pilot au condus la construirea unei instalaţii semiindustriale la Petrila şi apoi o instalaţie industrială la Calan, instalaţie care conţine cel mai mare reactor în strat fluidizat din R.P.R. La acelaşi institut se studiază actualmente printre altele şi uscarea cărbunelui în strat fluidizat.

La Institutul Politehnic, atît la Catedra de procese şi aparate cît şi la aceea de chimie anorganică, fluidizarea începe să deţină un procent din ce în ce mai mare între temele proiectelor de diplomă.

O anomalie a constituit faptul că la noi au lipsit pînă în prezent aplicaţiile fluidizării în industria petrolieră. Faptul pare foarte curios avînd în vedere că R.P.R. posedă o industrie petrolieră dezvoltată şi că succesul cel mai mare al fluidizării îl constituie tocmai cracarea catalitică a petrolului. Studiile în domeniul fluidizării efectuate la

Scanned with OKEN Scanner

Institutul de Petrol și Gaze s-au mărginit pînă în prezent la aspectele teoretice, rezultatul acestor studii formînd obiectul unor comunicări foarte interesante.

1. Fabricarea semicocsului [1]

Față de importanța problemei fabricării semicocsului pentru industria noastră, s-a proiectat o instalație pentru fabricarea semicocsului prin fluidizare fără recuperarea subproduselor, aceasta urmînd să fie realizată ulterior. Instalația a fost construită și funcționează în prezent în condiții bune. Premizele de proiectare ale cuptorului de fluidizare sînt menționate în tabela 17.

Tabela 17

Specificația	Unitatea de măsură	Un cuptor	Trei cuptoare
Diametrul de producție al cuptorului	mm	2 250	—
Producția specifică de semicocs	t/m² · 24 ore	20[1]	—
Secțiunea utilă productivă	m²	4	12
Producția de semicocs . . .	t/24 ore	80	240
Fondul de timp apreciat . .	zile/an	—	330
	ore/an	—	7 920
Cărbune pentru semicarbonizare (circa 12% umiditate) . .	t/24 ore	cca 120	circa 360
Numărul de cuptoare Ab der Halden[2] cu producție echivalentă	bucăți	5 - 6	15—18

[1] În prezent în instalația semiindustrială s-a obținut peste 25 t/m² · zi.
[2] În condiții optime de funcționare.

Aportul caloric pentru semicarbonizare se realizează prin arderea în focar a circa 600 m³N/h gaz de furnal și prin arderea directă în stratul fluidizat a circa 100 kg cărbune (anhidru) pe oră. În aceste condiții, viteza de fluidizare este de 0,6 m/s. Fluidizarea permite fabricarea semicocsului din mărunții de cărbuni în condiții optime, aducînd față de instalațiile clasice următoarele avantaje: rapiditatea schimbului de căldură, productivități ridicate, aparataj redus și simplu, posibilitatea de mecanizare și automatizare totală, cu reducerea corespunzătoare a manoperii.

Scanned with OKEN Scanner

În stadiul actual de dezvoltare al procedeului sînt în curs de rezolvare următoarele probleme:

— funcționarea cu aer preîncălzit și cărbune preuscat (eventual bertinizat) în vederea reducerii conținutului de cenușă din semicocs, a ameliorării calității gazului prin micșorarea conținutului în bioxid de carbon și azot și a micșorării debitului de gaze și a cantității vaporilor de apă, ceea ce ar permite reducerea în aceeași măsură a volumului instalațiilor de desprăfuire și condensare;

— recuperarea subproduselor și valorificarea lor;

— răcirea semicocsului și transportul pneumatic la silozul de semicocs;

— automatizarea totală a deservirii instalației industriale.

În fig. 137 se reprezintă schema instalației semiindustriale.

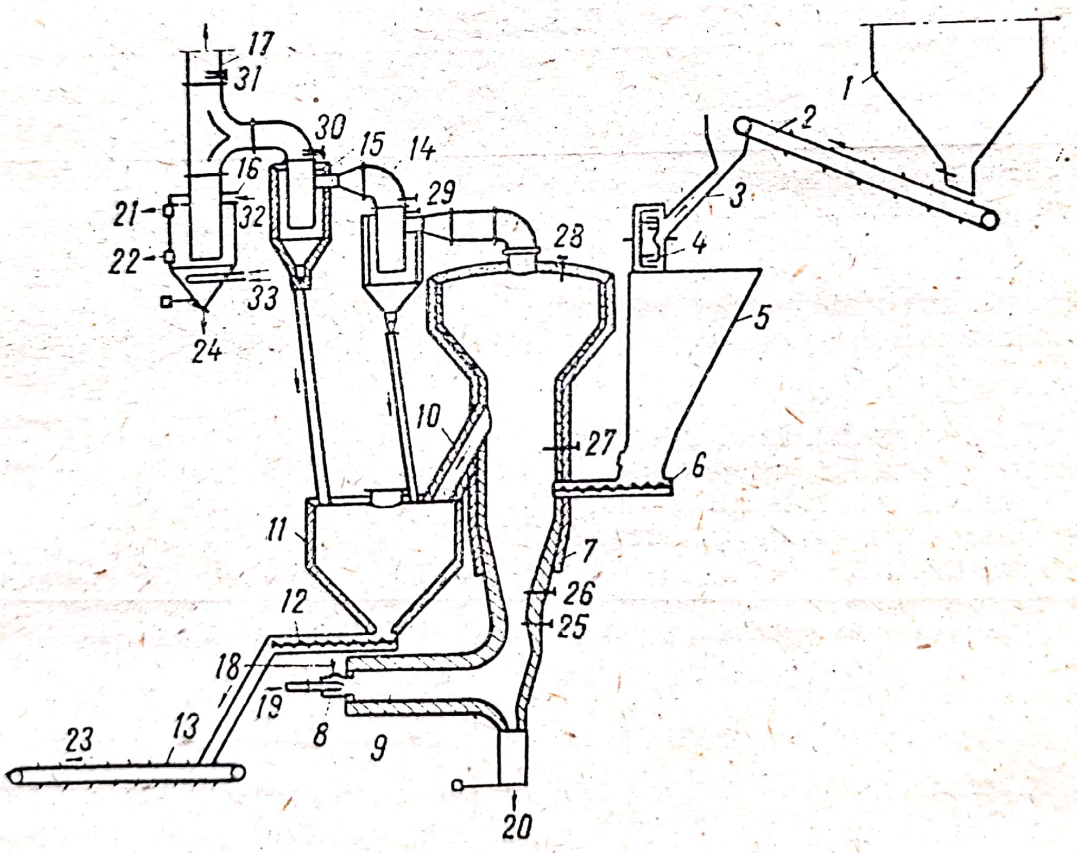


Fig. 137. Instalație semiindustrială de semicarbonizare prin fluidizare:

1 — siloz cărbune brut; *2* — transportor cu raclete; *3* — jgheab; *4* — dezintegrator; *5* — buncăr de cărbune 0—3 mm; *6* — melc alimentare; *7* — cuptor de semicarbonizare; *8* — arzător; *9* — focar; *10* — deversor; *11* — buncăr de semicocs; *12* — melc evacuare semicocs; *13* — transportor cu raclete pentru semicocs; *14, 15* — cicloane; *16* — barilet; *17* — coș; *18* — aer; *19* — gaze combustibile; *20* — supragranulație; *21* — gaz de fluidizare; *22* — gudron; *23* — semicocs; *24* — zaț; *25* — temperatura în focar; *26* — temperatura la baza conului; *27* — temperatura în strat; *28* — temperatura în secțiunea de degajare; *29* — temperatura ciclon *I*; *30* — temperatura ciclon *II*; *31* — temperatura gazelor la coș; *32* — apă de răcire; *33* — vapori.

Scanned with OKEN Scanner

2. Uscarea policlorurii de vinil

Uscarea policlorurii de vinil descrisă în literatură în fază de laborator şi pilot [2] a fost realizată în fază industrială la Uzina Dudeşti ICECHIM pentru o producţie de 120 t/an şi apoi extinsă la Tîrnăveni

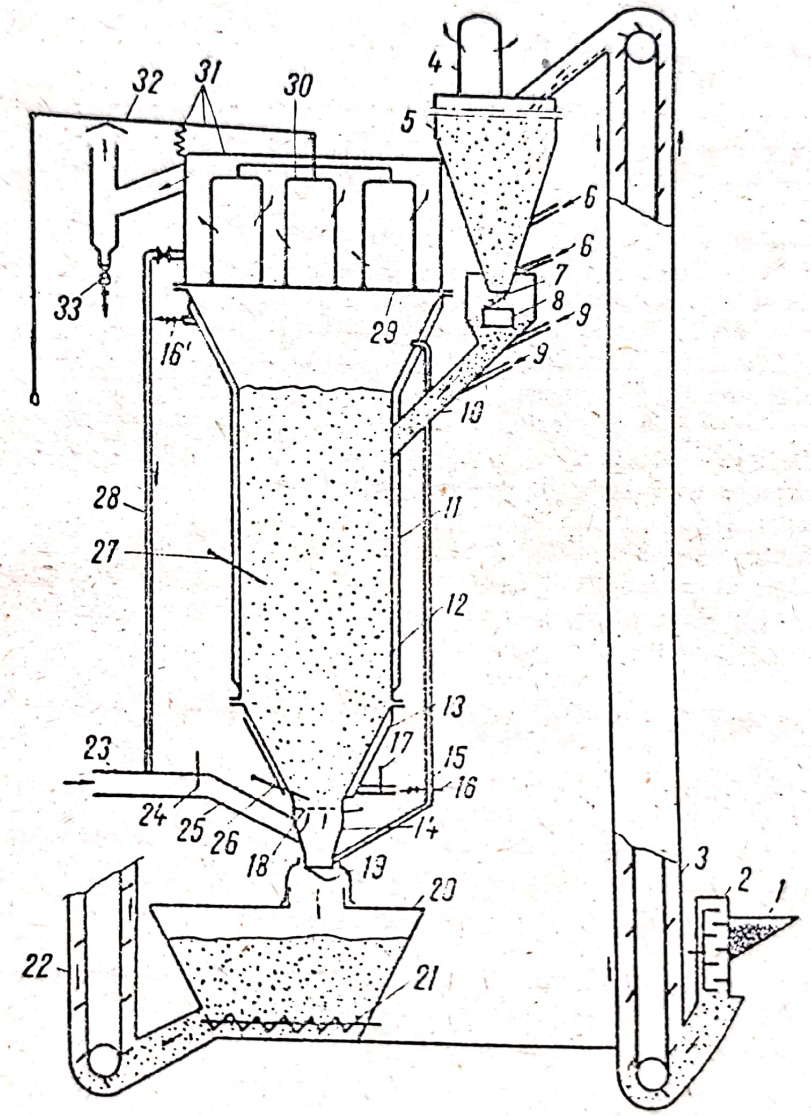


Fig. 138. Uscător de policlorură de vinil:
1 — încărcarea materialului umed; *2* — dezintegrator; *3* — elevator de pulbere; *4* — sac de aerisire; *5* — buncăr de material umed; *6* — aer pentru uşurarea curgerii pulberii; *7* — clapetă; *8* — vizori; *9* — aer pentru prevenirea înfundării; *10* — ţeavă de încărcare; *11* — uscător propriu-zis; *12* — manta de încălzire; *13* — secţiune conică; *14* — cameră de aer; *15* — conductă de urcare pentru pulberea căzută sub placa de distribuţie; *16—16'* — intrarea, ieşirea apei de încălzire din manta; *17* — termometru pentru apa din manta; *18* — placă de distribuţie; *19* — clapetă pentru descărcarea materialului uscat; *20* — buncăr pentru materialul uscat; *21* — şnec; *22* — elevator pentru materialul uscat; *23* — intrarea aerului cald; *24* — termometru pentru aerul cald; *25* — clapetă; *26*, *27* — termometre pentru temperatura stratului; *28* — aer cald pentru încălzirea sacilor (evitarea colmatării lor); *29* — flanşă suport pentru saci; *30* — filtre saci; *31* — sistem manual de scuturare a sacilor; *32* — ieşirea aerului umed; *33* — curgerea apei condensate.

Scanned with OKEN Scanner

pentru o capacitate proiectată de 400 t/an şi apoi din nou la Uzina Dudeşti ICECHIM unde a fost montat uscătorul perfecţionat reprezentat în fig 138, cu o productivitate de 240 t/an PCV emulsie sau 500—600 t/an PCV suspensie [3].

Datele constructive şi de funcţionare ale uscătorului redat în fig. 138 sînt următoarele:

1. Diametrul uscătorului, m	1
2. Înălţimea stratului de material umed în stare aşezată, m	1
3. Idem, în stare fluidizată, m	1,4
4. Înălţimea totală a uscătorului, m	4,5
5. Diametrul plăcii de distribuţie, m	0,4
6. Mărimea ochiurilor sitei plăcii (5), mm	1
7. Suprafaţa de filtrare (19 saci de pînză de 0,2 m diametru şi 0,80 m înălţime), m^2	11,9
8. Debitul de aer rece, m^3/h	800
9. Viteza de fluidizare [1], m/s	0,28
10. Umiditatea PCV emulsie, % apă	50—55
11. Umiditatea PCV suspensie, % apă	20—28
12. Granulaţia pulberii (rezultată de la dezintegratorul cu bolţuri), mm	0—3
13. Greutatea unei şarje de material umed, kg	220
14. Pierderea de presiune în strat, cm col. H_2O:	
la începutul uscării PCV emulsie	28
la sfîrşitul uscării PCV emulsie [2]	12—14
16. Pierderea de presiune prin placa de distribuţie, cm col. H_2O	3—6
17. Pierderea de presiune prin filtre-saci, cm col. H_2O	12—24
18. Timp de uscare la PCV emulsie, ore	2,5—3
19. Timp de uscare la PCV suspensie, ore	1,2—1,5

Observaţii

1. Uscătorul este proiectat pentru şarje de 400 kg, respectiv viteza de fluidizare de 0,40 m/s la care corespund debite de aer de 1200 m^3/h. În acest caz productivitatea ar fi de 340 tone PCV emulsie pe an sau aproximativ 1000 tone PCV suspensie pe an. Uscătorul funcţionează totuşi după datele de mai sus din lipsa unei suflante corespunzătoare.

2. Uscătorul este încă susceptibil de perfecţionări constructive care ar avea urmări avantajoase în funcţionarea sa. De exemplu: intrarea tangenţială a aerului în locul plăcii de distribuţie.

3. Vor urma încercări de uscare în regim continuu.

4. Uscarea PCV suspensie nu a putut fi efectuată în fază pilot fără agitare. În uscătorul industrial agitatorul s-a dovedit inutil, uscarea suspensiei avînd loc fără agitare.

5. Polietilena şi sulfatiazolul se usucă foarte bine în aceleaşi condiţii şi probabil poliacetatul de vinil şi pentaeritrita se vor putea usca de asemenea.

[1] Viteza de fluidizare este calculată la temperatura ambiantă, mărirea de viteză datorită temperaturii de 45—48°C din uscător fiind neînsemnată.

[2] La PCV suspensie, pierderea de presiune prin strat variază şi din cauza pierderii umidităţii şi din cauza variaţiei calităţii fluidizării care devine optimă la circa 18% umiditate.

Scanned with OKEN Scanner

3. Prăjirea piritelor

Problema lărgirii bazei de materie primă pentru acidul sulfuric prin folosirea piritelor sărace şi a valorificării cenuşelor de pirită cupriferă, a ridicat necesitatea punerii la punct a procedeului de prăjire în strat fluidizat la noi în ţară.

Încercările experimentale de prăjire în strat fluidizat a piritelor sărace s-au efectuat într-o instalaţie pilot, la Uzinele P. Poni — Valea Călugărească [4].

Schema instalaţiei folosite se poate observa în fig. 139. Materialul supus prăjirii a constat, într-o primă serie de încercări, din amestecuri

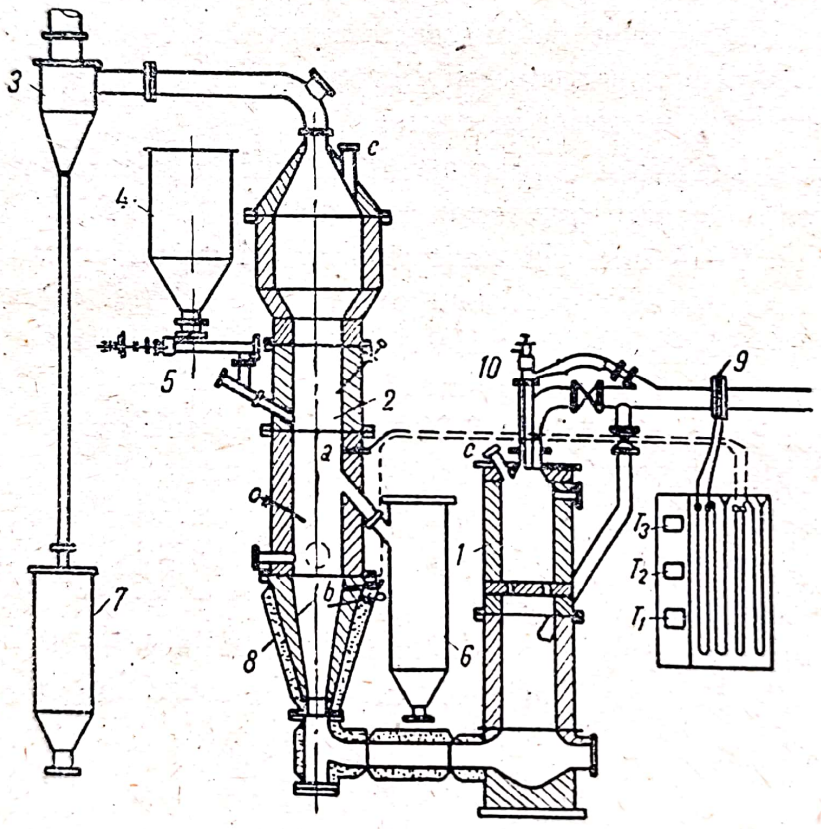


Fig. 139. Instalaţie pilot de prăjire în strat fluidizat:
1 — cuptor cu ardere etanşă; *2* — cuptor de prăjire; *3* — ciclon; *4* — buncăr; *5* — alimentator cu şnec; *6* — colector pentru grob; *7* — colector pentru fin; *8* — grătar; 9 — debitmetru; *10* — arzător.
a, *b* — prize de presiune; *c* — vizor.

de cenuşă de pirită şi pirită bogată, în care conţinutul în sulf a variat între 10 şi 22% şi în a doua serie de încercări, din material efectiv sărac — minereu de la Altîn-Tepe (15—22% S).

Scanned with OKEN Scanner

Rezultate experimentale

Experimentarea a condus la următoarele concluzii:

1. Randamentul desulfurării și concentrația în SO_2 cresc cu debitul de solid, cu % de sulf în minereu și cu temperatura, factorul limitativ al acestei creșteri, fiind coeficientul excesului de aer. Voloarea optimă a coeficientului de exces este cuprinsă între 1,1 și 1,5.

2. Influența granulometriei asupra randamentului desulfurării nu este importantă dacă se variază spectrul granulometric de la 0—2,5 mm la 0—5 mm. Procentul de sulf rezidual în fracțiunea evacuată din strat crește cu diametrul granulei, fără să depășească 3,5% S pentru diametrul de 5 mm.

3. Influența timpului de staționare a particulei în strat nu a putut fi urmărită independent de influența temperaturii, pentru motivul că reactorul nefiind prevăzut cu posibilitatea răcirii sau încălzirii stratului, nu s-a putut lucra în regim izoterm.

4. Limita inferioară a procentului de sulf în minereu pentru care procesul poate decurge autoterm, este de 10—14% S. Lucrînd cu o granulație de 0—5 mm din acest material și cu un exces de aer de 1,1—1,2, s-au obținut randamente de 80—90% și concentrații de minimum 7% SO_2+SO_3. Materialul cu 15—20% S se prăjește cu randamente de 90—94% și furnizează gaze cu 10—12% $SO_2 + SO_3$. S-au realizat productivități de 8 000—8 600 kg sulf ars/m^2 în 24 ore, respectiv 2 500—2 700 kg sulf ars/m^3 în 24 ore.

Rezultatele obținute în a doua serie de încercări sînt caracterizate prin randamente de 90—93% și productivități de 30—55 t/$m^2 \cdot$ 24 ore pentru minereurile sărace de la Altîn-Tepe, în timp ce, pentru minereurile bogate cu 30% S, randamentele cresc la 96—97%, fără ca productivitățile să crească corespunzător, din cauza imposibilității răcirii stratului.

4. Fabricarea acetatului de vinil

Sinteza în strat fix a acetatului de vinil din acetilenă și acid acetic, pe un catalizator format din acetat de zinc impregnat pe cărbune activ întîmpină dificultăți în sensul că pe de o parte conversiile sînt slabe și pe de altă parte catalizatorul sinterizează ușor, făcînd necesară operația foarte anevoioasă de descărcare a sa din tuburile de cataliză, la intervale relativ mici. În afară de aceste dezavantaje, apar bineîn-

Scanned with OKEN Scanner

țeles dezavantajele comune reacțiilor catalitice realizate în strat fix: efectuarea reacției în reactor multitubular de construcție complicată, investiții mari, reacții secundare datorită supraîncălzirilor etc.

Prin adoptarea fluidizării s-a reușit într-o instalație de laborator [4] să se obțină conversii cu cel puțin 60% mai mari decît în stratul fix, în condiții de activitate a catalizatorului îmbunătățite, din punct de vedere al rezistenței acestuia în timp. Aplicarea fluidizării a permis și simplificarea instalației în ansamblul ei. Această simplificare este originală și va constitui probabil obiectul unui brevet. Actualmente studiile sînt continuate într-o instalație pilot care va furniza alte date necesare proiectării unei instalații industriale.

5. Fabricarea clorurii de vinil

Întrebuințînd același catalizator ca și în strat fix, s-a obținut într-o aparatură de laborator [6] o conversie de 99,7% cu o granulație a catalizatorului de 100—200 μ. Viteza de fluidizare este de 3—4 cm/s, iar timpul de contact de 10—12 s.

Avantajele aplicării fluidizării la acest proces sînt următoarele: 1) investiții scăzute; 2) reîmprospătarea continuă a catalizatorului; 3) puritatea mai ridicată a clorurii de vinil care face inutilă distilarea produsului. La aceste avantaje sigure se adaugă următoarele avantaje prezumate, care urmează să fie verificate prin cercetarea în fază pilot: 1) impregnare continuă în fază gazoasă; 2) reținerea clorurii mercurice volatilizate într-un al doilea strat fluidizat suprapus peste primul (într-un vas de fluidizare cu două etaje) și răcit cu apă.

6. Fabricarea butadienei din alcool etilic

Sinteza în strat fluidizat a permis obținerea unor rezultate superioare procedeului în strat fix. S-a transpus metoda lui Lebedev, folosind un catalizator format dintr-un amestec de oxizi de magneziu, crom ș.a. Rezultatele din pilot au confirmat pe cele din laborator. Metoda este avantajoasă mai ales din punct de vedere a posibilității regenerării continue a catalizatorului după schema fluidizării cu circulație. Ea interesează mai ales țările agricole, la care baza de materie primă pentru obținerea butadienei este alcoolul etilic, obținut prin fermentația produselor agricole [7]. Lucrarea este în curs de brevetare.

Scanned with OKEN Scanner

BIBLIOGRAFIE

1. *Ionescu D., Anghel V.*, Metalurgia și Construcția de mașini, 12, 19, 1957.
2. *Esayan L.*, Revista de Chimie ASIT, 10, 590, 1956.
3. P.R. Nr. 41473/23. 3. 1957.
4. *Strugariu I., Geller O.*, Revista de Chimie ASIT.
5. *Esayan M.* ș. a., Revista de Chimie ASIT, 7—8, 427, 1958.
6. *Esayan L.*, Revista de Chimie ASIT, 9, 1958.
7. *Esayan M., Ciolan I.*, Revista de Chimie ASIT, 1, 31, 1956.
8. Ibidem, Industrie du pétrole, Mai, 26, 1956.

Scanned with OKEN Scanner

Tabla de materii

Prefață 3
Introducere 5
1. Metodele de punere în contact a fluidelor cu solidele . . . 5
2. Generalități asupra aplicațiilor fluidizării în tehnică . . . 12
3. Nomenclatura folosită 13
Bibliografie 17

Capitolul I. **Studiul teoretic al fluidizării** 18
A. Studiul hidrodinamic al fluidizării fără circulație 18
1. Parametrii care influențează fenomenul 19
2. Caracteristicile de curgere ale stratului fluidizat 38
3. Amestecarea fazelor în stratul fluidizat 52
4. Elutrierea și sortarea granulometrică 53
5. Similitudinea hidrodinamică a stratului fluidizat 57
6. Fluidizarea cu lichide 61
Bibliografie 62
B. Studiul hidrodinamic al fluidizării cu circulație 62
1. Schema de funcționare 62
Bibliografie 80
C. Transferul caloric în strat fluidizat 80
1. Transferul caloric între stratul fluidizat și o suprafață de schimb caloric 81
2. Transferul caloric între particulele solide și agentul de fluidizare 98
D. Transferul de masă în strat fluidizat 100
Bibliografie 104

Capitolul II. **Fluidizarea în laborator** 105
A. Hidrodinamica stratului fluidizat 105
1. Fluidizarea fără circulație 105
2. Fluidizarea cu circulație 127
B. Transferul de căldură 142
1. Stratul fluidizat cu încălzire interioară 142
2. Stratul fluidizat cu încălzire exterioară 143
C. Realizarea reacțiilor chimice și a proceselor fizice în laborator . . 146
1. Reacții catalitice 147
2. Reacții necatalitice 147

Scanned with OKEN Scanner

3. Procese endoterme 148
4. Procese exoterme 152
5. Considerații finale 152
Bibliografie 154

Capitolul III. **Fluidizarea în fază pilot** 155
1. Generalități 155
2. Încălzirea și răcirea piloților 159
3. Tipuri de piloți de fluidizare 162
Bibliografie 165

Capitolul IV. **Criteriile pentru posibilitatea aplicării fluidizării la un proces** 166

Capitolul V. **Aplicațiile fluidizării în tehnică** 171
A. Stratul fluidizat în tehnică 171
1. Distribuția gazului 172
2. Compoziția gazului și a solidului în strat 174
3. Viteza de fluidizare 177
4. Mărimea particulelor și controlul lor 178
5. Pierderile de pulbere datorită antrenării 181
B. Aplicațiile fluidizării la reacții catalitice 185
1. Procese chimice catalitice fără circulația catalizatorului . . 187
2. Procese chimice catalitice cu circulația catalizatorului . . . 194
C. Aplicațiile fluidizării la reacții necatalitice 232
1. Prăjirea minereurilor sulfuroase în strat fluidizat 235
2. Fabricarea varului în strat fluidizat 247
3. Gazeificarea cărbunelui 250
4. Semicarbonizarea huilei 253
5. Fabricarea sulfurii de carbon 255
6. Reducerea oxizilor de fier cu hidrogen 258
7. Alte aplicații ale fluidizării la procese necatalitice 258
D. Aplicațiile fluidizării la procese fizice 260
1. Uscarea gazelor și a solidelor 260
2. Hipersorbția în strat fluidizat 263
3. Băi de termostatare la temperaturi ridicate în start fluidizat . 267
4. Clasificator de pulberi în strat fluidizat 268
5. Îndepărtarea cetii și a prafului din aer 268
6. Transferul de căldură 269
7. Mărunțirea solidelor 269
8. Evaporarea 269
9. Jgheabul de fluidizare 270
10. Aplicarea fluidizării la producerea energiei atomice 270
Bibliografie 273

Capitolul VI. **Proiectarea instalațiilor de fluidizare** 276
A. Calculul tehnologic al reactorului de fluidizare 276
1. Reactoare catalitice 281
2. Reactoare necatalitice 289
B. Proiectarea instalațiilor de fluidizare catalitică cu circulația catalizatorului 295
1. Presiunea hidrostatică din aparatele de fluidizare și din conductele de coborîre 296

Scanned with OKEN Scanner

2. Pierderea de presiune a agentului de fluidizare la trecerea prin orificii, valve și plăci de distribuție 296
3. Pierderea de presiune prin conductele de transport pneumatic . 297
4. Calculul aerării conductelor și a strippingului 299
5. Calculul aparatelor pentru separarea pulberii antrenate . . 300
6. Exemple de calcul 301
7. Probleme mecanice 309
8. Prezicerea activității catalizatorului 310
C. Calculul unui fluidizator întrebuințat la un proces fizic . . . 313
Bibliografie 314

Măsurarea parametrilor stratului fluidizat, a calității fluidizării și automatizarea instalațiilor 315
A. Măsurarea parametrilor stratului fluidizat 316
1. Măsurarea presiunii 316
2. Nivelul, greutatea specifică și greutatea stratului 322
3. Debitul solidului 324
4. Măsurarea temperaturilor 325
5. Controlul granulometriei stratului 325
6. Controlul pierderilor de catalizator 325
7. Luarea probelor de gaz 326
8. Metode pentru măsurarea calității fluidizării 326
B. Automatizarea instalațiilor de fluidizare 329
1. Automatizarea instalațiilor de cracare catalitică 329
2. Automatizarea instalațiilor de prăjire a piritelor 337
Bibliografie 338

Capitolul VIII. **Perspectivele fluidizării** 339
Bibliografie 343

Capitolul IX. **Fluidizarea în R.P.R.** 344
1. Fabricarea semicocsului 345
2. Uscarea policlorurii de vinil 347
3. Prăjirea piritelor 349
4. Fabricarea acetatului de vinil 350
5. Fabricarea clorurii de vinil 351
6. Fabricarea butadienei din alcool etilic 351
Bibliografie 352

Scanned with OKEN Scanner

Redactor-responsabil de carte: Ing. Tutoveanu Anton
Tehnoredactor: Horowitz Ştrul

Dat la cules 10. 06. 59. Bun de tipar 11. 08. 59. Hîrtie semivelină de 65 g/m², 61×86/16. Coli editoriale 23,74. Coli de tipar 22,75. Planşe 2. Comanda R 3558. A. 04360. E 20199.
Indicele de clasificare pentru bibliotecile mari 66.09
Indicele de clasificare pentru bibliotecile mici 66

Tiparul executat la Întreprinderea Poligrafică Sibiu
strada I. V. Stalin 15 — R.P.R.

C. 6

Scanned with OKEN Scanner

Redactor-responsabil de carte: Ing. Tutoveanu Anton
Tehnoredactor: Horowitz Ştrul

Dat la cules 10. 06. 59. Bun de tipar 11. 08. 59. Hîrtie semivelină de 65 g/m², 61×86/16. Coli editoriale 23,74. Coli de tipar 22,75. Planşe 2. Comanda R 3558. A. 04360. E 20199.
Indicele de clasificare pentru bibliotecile mari 66.09
Indicele de clasificare pentru bibliotecile mici 66

Tiparul executat la Întreprinderea Poligrafică Sibiu
strada I. V. Stalin 15 — R.P.R.

Scanned with OKEN Scanner

ERATĂ

Pag.	Rîndul	În loc de:	Se va citi:	Din vina:
11	4 jos	carbonului	carbonatului	Tipografiei
52	3 jos	fluidizare bună un amestec perfect care exclude posibilitatea conducerii	aplicarea în tehnică a acestui proces. Faza solidă constituie la o	„
59	In legenda Fig. 29	$G^{,33}$	$G^{0,33}$	„
89	Formula (14)	s'_v	s'	Editurii
148	Rîndul 15 se citeşte după rîndul 16			Tipografiei
177	17	se	ce	„
306	12	1 600	1 610	„

Scanned with OKEN Scanner